

(12) 按照专利合作条约所公布的国际申请

(19) 世界知识产权组织
国际局

(43) 国际公布日:

2005年1月13日(13.01.2005)

PCT

(10) 国际公布号:

WO 2005/003261 A1

(51) 国际分类号⁷: C10G 35/04
 (21) 国际申请号: PCT/CN2004/000723
 (22) 国际申请日: 2004年7月2日(02.07.2004)
 (25) 申请语言: 中文
 (26) 公布语言: 中文
 (30) 优先权:
 03148181.7 2003年7月4日(04.07.2003) CN
 200310103540.4 2003年11月7日(07.11.2003) CN
 200310103541.9 2003年11月7日(07.11.2003) CN

(71) 申请人(对除美国以外的所有指定国): 北京金伟晖工程技术有限公司(BEIJING GRAND GOLDEN-BRIGHT ENGINEERING & TECHNOLOGIES CO., LTD.) [CN/CN]; 中国北京市海淀区学院路20号, Beijing 100083 (CN)。

(72) 发明人;及

(75) 发明人/申请人(仅对美国): 丁冉峰(DING, Ranfeng) [CN/CN]; 中国北京市海淀区花园东路8号B座510室, Beijing 100083 (CN)。

(74) 代理人: 北京北新智诚知识产权代理有限公司(BEIJING BEIXIN-ZHICHENG INTELLECTUAL PROPERTY AGENT CO., LTD.); 中国北京市西城区西直门南大街16号, Beijing 100035 (CN)

(81) 指定国(除另有指明, 要求每一种可提供的国家保护): AE, AG, AL, AM, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BR, BW, BY, BZ, CA, CH, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DZ, EC, EE, EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG, KP, KR, KZ, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LV, MA, MD, MG, MK, MN, MW, MX, MZ, NA, NI, NO, NZ, OM, PG, PH, PL, PT, RO, RU, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SY, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN, YU, ZA, ZM, ZW

(84) 指定国(除另有指明, 要求每一种可提供的地区保护): ARIPO(BW, GH, GM, KE, LS, MW, MZ, NA, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM, ZW), 欧亚专利(AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), 欧洲专利(AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI, FR, GB, GR, HU, IE, IT, LU, MC, NL, PL, PT, RO, SE, SI, SK, TR), OAPI(BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG)

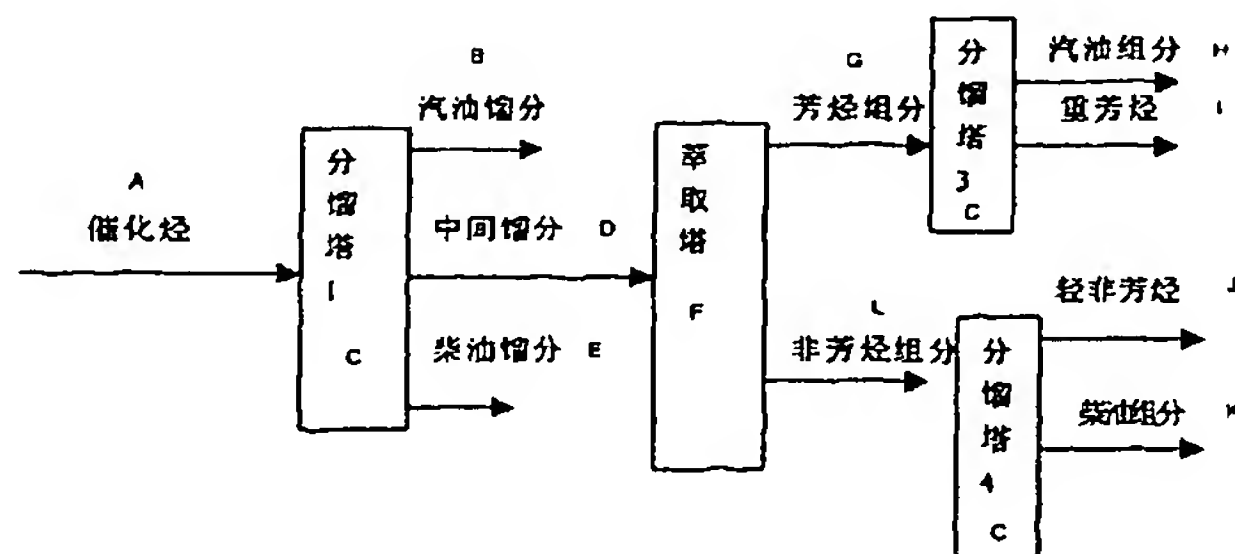
本国际公布:

- 包括国际检索报告。
- 在修改权利要求的期限届满之前进行, 在收到该修改后将重新公布。

所引用双字母代码和其它缩写符号, 请参考刊登在每期PCT公报期刊起始的“代码及缩写符号简要说明”。

(54) Title: A METHOD FOR RECOMBINING CATALYTIC HYDROCARBONS

(54) 发明名称: 一种催化烃重组处理方法



A CATALYTIC HYDROCARBON
 B GASOLINE FRACTION
 C FRACTIONAL COLUMN
 D MEDIUM FRACTION
 E DIESEL FRACTION
 F EXTRACTION

G AROMATICS
 H GASOLINE
 I HEAVY AROMATICS
 J LIGHT NONAROMATIC
 K DIESEL
 L NONAROMATICS

(57) Abstract: The present invention discloses a method for recombining catalytic hydrocarbons, which is fed onto the main catalytic fractional column for fractionating to get gasoline, diesel and a medium fraction. The medium fraction or the mixture of medium fraction and gasoline fraction is divided into aromatics and nonaromatics after the processing of aromatics extraction. Then the aromatics is fractionated to get high octane value gasoline, which is blended with the former gasoline fraction to increase its octane value, on the other hand, the nonaromatics is fractionated to get diesel, which is blended with the former diesel fraction to increase its cetane value and yielding. Compared with the prior art, the method with less investment and lower production cost is not limited by raw material and also can increase the final production items.

[见续页]

WO 2005/003261 A1



(57) 摘要

本发明公开了一种催化烃的重组处理方法，催化烃通过分馏塔进行分馏，分馏汽油馏分和柴油馏分，增加一个中间馏分；再对所述中间馏分或将中间馏份与汽油馏份混合后再进行芳烃萃取处理，分为芳烃组分和非芳烃组分；芳烃组分经分馏，所得高辛烷值汽油组分与汽油馏分调合，提高汽油辛烷值；非芳烃组分经分馏，所得柴油组分与柴油馏分混合，提高柴油产量及其十六烷值。与现有技术相比，本发明的重组处理方法受原材料限制小、投资小、生产成本低，而且可以增加产品品种。

IAP20 Rec'd PCT/PTO 03 JAN 2006

一种催化烃重组处理方法技术领域

本发明涉及一种催化烃重组处理方法，特别涉及一种催化烃重组制备高质
5 量汽油和柴油的处理方法。

背景技术

催化裂化、催化裂解及重油催化裂解技术是炼油的核心技术，催化裂化分为
蜡油催化裂化、重油催化裂化；从这些工艺生产的生成油统称为催化烃，所得催化
烃经过加工处理，一般是分馏塔分馏，可以分馏出干汽、液化汽、汽油、柴油、重
10 油等产品，其中汽油、柴油占据市场上汽油、柴油供应总量的 70% 以上。

随着环保要求的越来越严格，汽油、柴油的标准不断提高，现有的催化烃经
过分馏塔分馏的加工处理方法显出以下不足：一个是该处理方法所生产的汽油和柴
油的质量有待提高：汽油的烯烃含量偏高，辛烷值偏低，柴油的十六烷值偏低，安
定性不符合要求；二是上述处理方法不能同时生产多种标号的汽油，而且产品品种
15 单一；三是所生产的柴油、汽油的比例与市场的需求不匹配，柴油不能满足需求，
而汽油供大于求。

影响汽油产品质量的主要因素是汽油的烯烃含量及汽油的辛烷值。目前，炼
油企业采取增加汽油辛烷值的措施：①增加高辛烷值汽油调和组分，如重整生成油、
烷基化油、醚化生成油、异构化生成油等；②采用新型催化剂；③调整催化裂化操
20 作条件；④调整汽油馏程范围。

上述措施存在下列问题：①建设投资巨大、操作费用高、规模受到原料的限制，
同时存在资源的不合理利用，如重整生成油是生产聚脂的主要原料，大量重整
生成油用于高辛烷值汽油调和组分，则加剧了本来就十分紧缺的聚脂原料紧缺程
度；②采用新型催化剂，可增加汽油的辛烷值，但是，会导致汽油中的烯烃含量大
25 幅度增加，柴汽比降低；③调整催化裂化操作条件，增加汽油辛烷值的措施，同样
会导致汽油中的烯烃含量增加，柴汽比降低；④调整汽油馏程范围，增加汽油辛烷
值的措施，调整余地不大，也会导致汽油中的烯烃含量增加。所有通过增加烯烃来
增加汽油辛烷值的措施都与执行新的汽油标准相抵触。

在溶剂萃取塔中将芳烃组分和非芳烃组分进行萃取分离时使用的溶剂为循环
30 使用，其溶剂与水可以互溶。溶剂在装置中长期循环运转，部分溶剂不可避免地会
被氧化产生酸性物质；为了去除之，还要加入抗酸性物质；在上述工艺过程中原料
还会带入微量烯烃；另外，设备及管道中还会产生机械杂质；使循环溶剂的颜色愈

来愈深，高聚物和酸性物质不断积累，渐渐影响上述工艺的操作，严重时影响上述工艺的产品的质量及收率。因此，必须对循环溶剂进行再生。

现有的溶剂再生方法包括常压或减压汽提再生、常压或减压蒸馏再生、吸附再生以及过滤再生。汽提再生由于受汽提汽量的限制，再生处理量小；蒸馏再生方法操作麻烦，溶剂损失大，能耗高，再生塔再沸器结焦严重。吸附再生一般采用离子交换树脂，如美国专利 US4919816 提出的环丁砜抽提系统循环水的再生方法，该方法可以有效去除循环水中的酸性物质，减少设备的腐蚀，但无法除掉溶剂系统的污染物，而且还需要使用碱溶液。中国专利 CN1062007C 公开了一种芳烃抽提溶剂的再生方法，它是通过加入系统内的循环水，再通过过滤和吸附脱色，达到再生的目的。但其缺点在于，一是系统内的水量有限，导致其处理能力有限；二是加水后溶剂中的杂质在进入吸附床层前没有分离，导致吸附床层经常被堵塞；三是由于吸附床层的吸附量有限，到一定程度吸附床就会失效，需要更换或再生吸附剂；四是树脂再生时需要酸碱处理，操作复杂，成本高。

发明内容

15 本发明的目的之一是提供一种催化烃重组处理方法，制备高质量汽油和柴油。

本发明的另一目的是提供一种带有溶剂损耗低、处理量大、无酸碱处理、再生后的溶剂质量高的水溶性溶剂再生系统的催化烃重组处理方法。

本发明的进一步的目的是通过催化烃重组，同时生产各种标号的汽油和柴油，增加产品品种。

20 本发明的另外目的是提高柴汽比，满足市场需求。

为实现上述目的，本发明采取以下技术方案：

一种催化烃的重组处理方法，将催化烃通过分馏塔 1 进行分馏，其中包括分馏汽油馏分和柴油馏分；其特征在于：将汽油馏分和柴油馏分进行重新组合，从所述汽油馏分和柴油馏分之间抽出中间馏分；再将所述中间馏分在溶剂萃取塔中进行萃取分离，分离出芳烃组分和非芳烃组分。

30 一种优选方案，其特征在于：通过在分馏塔 1 中部增加一个或多个侧线切口分馏中间馏分，分馏塔 1 的塔顶温度为 65~95℃，柴油出口温度为 190~280℃，侧线切口温度为 120~260℃，塔底温度为 340~385℃；分馏塔 1 的塔顶压力为 0.11~0.28MPa，塔底压力为 0.12~0.30MPa；所述汽油分馏和柴油分馏及中间分馏在所述分馏塔 1 内完成；所述汽油馏分的馏程控制在 35~110℃±30℃，所述柴油馏分的馏程控制在 210±30℃~355±30℃，所述中间馏分的馏程控制在 120±30℃~210℃±30℃。

一种优选方案，其特征在于：所述分馏为二步分馏，第一步，先分馏汽油馏分和柴油馏分，将分馏塔 1 的温度提高 $10\sim 50^{\circ}\text{C}$ ，将所述汽油馏分的馏程控制在 $35\sim 210^{\circ}\text{C}\pm 30^{\circ}\text{C}$ ；柴油馏分的馏程控制在 $210\pm 30\sim 355\pm 30^{\circ}\text{C}$ ；所述汽油馏分泵入分馏塔 2，进行第二次分馏，所述分馏塔 2 底部分离出馏程为 $110\pm 30^{\circ}\text{C}\sim 210^{\circ}\text{C}\pm 30^{\circ}\text{C}$ 的中间馏分，其顶部分离出馏程为 $35\sim 110\pm 30^{\circ}\text{C}$ 的汽油馏分。

一种优选方案，其特征在于：所述分馏为二步分馏，第一步，先分馏汽油馏分和柴油馏分，将分馏塔 1 的温度降低 $10\sim 40^{\circ}\text{C}$ ，将所述汽油馏分的馏程控制在 $35\sim 110^{\circ}\text{C}\pm 30^{\circ}\text{C}$ ，柴油馏分的馏程控制在 $110\pm 30^{\circ}\text{C}\sim 355\pm 30^{\circ}\text{C}$ ；所述柴油馏分泵入分馏塔 5，进行第二次分馏，所述分馏塔 5 底部分离出馏程为 $210\pm 30^{\circ}\text{C}\sim 355\pm 30^{\circ}\text{C}$ 的柴油馏分，其顶部分离出馏程为 $110\pm 30^{\circ}\text{C}\sim 210^{\circ}\text{C}\pm 30^{\circ}\text{C}$ 的中间馏分。

一种优选方案，其特征在于：将所述芳烃组分在分馏塔 3 中进行分馏，所述分馏塔 3 顶部分离出高辛烷值汽油组分，其底部分离出重芳烃组分，所得高辛烷值汽油组分与馏程为 $35\sim 110^{\circ}\text{C}\pm 30^{\circ}\text{C}$ 汽油馏分调和。

一种优选方案，其特征在于：所述高辛烷值汽油组分可以与所述馏程为 $35\sim 110^{\circ}\text{C}\pm 30^{\circ}\text{C}$ 的汽油馏分全部调和。

一种优选方案，其特征在于：所述高辛烷值汽油组分与所述馏程为 $35\sim 110^{\circ}\text{C}\pm 30^{\circ}\text{C}$ 的汽油馏分根据设定值进行调和，得到不同标号的汽油，如 90# 汽油、93# 汽油、97# 汽油等。

一种优选方案，其特征在于：所述一步分馏的过程，在分馏塔 1 中间馏分可以引出 1 个至 4 个侧线切口，使中间馏分分为 1 至 4 个馏程。

一种优选方案，其特征在于：所述非芳烃组分在分馏塔 4 中进行分馏，所述分馏塔 4 底部分离出柴油组分，并将其与所述馏程为 $210\pm 30^{\circ}\text{C}\sim 380^{\circ}\text{C}$ 的柴油馏分调和，提高柴油的十六烷值，也可以根据市场情况，调和出一种或多种低凝柴油；所述分馏塔 4 顶部分离出轻非芳烃，该轻非芳烃可以作为化工轻油，也可以与汽油馏分调和。

一种催化烃重组处理方法，将催化烃通过分馏塔 1 进行分馏，其中包括分馏汽油馏分和柴油馏分；将汽油馏分和柴油馏分进行重新组合，从所述汽油馏分和柴油馏分之间抽出中间馏分；其特征在于：所述中间馏分与汽油馏分泵入溶剂萃取装置中进行萃取分离，分离出芳烃组分和非芳烃组分。

一种优选方案，其特征在于：通过在分馏塔 1 中部增加一个或多个侧线采出口分馏出中间馏分，分馏塔 1 的塔顶温度为 $65\sim 130^{\circ}\text{C}$ ，柴油出口温度为 $170\sim 250^{\circ}\text{C}$ ，侧线采出口温度为 $120\sim 240^{\circ}\text{C}$ ，塔底温度为 $330\sim 385^{\circ}\text{C}$ ；分馏塔 1 的塔顶压力为

0.15~0.28MPa, 塔底压力为 0.12~0.30MPa; 所述汽油馏分和柴油馏分及中间馏分在所述分馏塔 1 内完成; 所述汽油馏分的馏程控制在 35~150℃, 所述柴油馏分的馏程控制在 170~395℃, 所述中间馏分的馏程控制在 70~250℃。

一种优选方案, 所述分馏为二步分馏, 第一步, 先分馏汽油馏分和柴油馏分, 将分馏塔 1 顶部及柴油采出口的温度提高 10~50℃, 将所述汽油馏分的馏程控制在 35~250℃, 柴油馏分的馏程控制在 170~395℃; 所述汽油馏分泵入分馏塔 2, 进行第二次分馏, 所述分馏塔 2 下部侧线分离出馏程为 70℃~250℃的中间馏分, 其顶部蒸馏出馏程为 35~150℃的汽油馏分; 其特征在于: 所述中间馏分与所述馏程为 35~150℃的汽油馏分共同进入溶剂萃取装置中进行萃取分离, 分离出芳烃组分和非芳烃组分。

一种优选方案, 其特征在于: 所述分馏为二步分馏, 第一步, 先分馏汽油馏分和柴油馏分, 将分馏塔 1 顶部及柴油采出口的温度降低 10~50℃, 将所述汽油馏分的馏程控制在 35~150℃, 柴油馏分的馏程控制在 70~395℃; 所述柴油馏分泵入分馏塔 5, 进行第二次分馏, 所述分馏塔 5 下部侧线采出馏程为 170~395℃的柴油馏分, 其顶部蒸馏出馏程为 70~250℃的中间馏分, 所述中间馏分与所述馏程为 170~395℃的柴油馏分共同进入溶剂萃取装置中进行萃取分离, 分离出芳烃组分和非芳烃组分。

一种优选方案, 其特征在于: 所述一步分馏的过程, 在分馏塔 1 中可以引出 1 个至 4 个侧线采出口, 使中间馏分分为 1 至 4 个物流。

一种优选方案, 其特征在于: 将所述芳烃组分和溶剂进入分馏塔 3 中进行分馏, 所述分馏塔 3 顶部蒸馏出高辛烷值汽油组分, 其下部侧线采出重芳烃组分。

一种优选方案, 其特征在于: 所述非芳烃组分在分馏塔 4 中进行分馏, 所述分馏塔 4 塔顶出料为轻汽油组分; 侧线采出口采出轻非芳烃; 塔底出料为柴油组分。

所述柴油馏分与所述馏程为 170~380℃的柴油馏分调合, 提高柴油的十六烷值; 也可以根据市场情况, 调合出一种或多种低凝柴油及非低凝柴油; 该柴油组分加氢精制后作为乙烯原料。

所述轻非芳烃可以与轻汽油组分调合; 也可以作为化工轻油单独使用, 所得化工轻油的芳烃含量很低, 经加氢精制后, 可以作为乙烯裂解的优质原料。

所述高辛烷值汽油组分可以与所述轻汽油组分调合。

所述高辛烷值汽油组分与所述轻汽油组分根据设定值进行调合, 得到不同标号的汽油, 如 90#汽油、93#汽油、97#汽油等。

所述芳烃组分也可以直接作为高质量汽油使用。

萃取所用溶剂可以是砜类如环丁砜，甘醇类如四甘醇和五甘醇，烷酮类如 N-甲基吡咯烷酮，酰胺类及胺类等，也可以两种或两种以上溶剂混合使用。

一种催化烃的重组处理方法，将催化烃通过分馏塔进行分馏，其中包括分馏汽油馏分和柴油馏分；将汽油馏分和柴油馏分进行重新组合，从所述汽油馏分和柴油馏分之间抽出中间馏分；再将所述中间馏分或者将所述中间馏分与汽油馏混合后在溶剂萃取塔中进行萃取分离，分离出芳烃组分和非芳烃组分，其特征在于：所述萃取分离时使用的溶剂为循环使用，所述溶剂的再生方法的具体步骤依次为：

1. 水溶性溶剂与水混合，所述水与水溶性溶剂的重量比为 0.1—10；
2. 将上述步骤中的混合物进行沉降分离，产生三相，上部为油相，中部为水溶性溶剂和水的混合相，下部为不溶物；
3. 将步骤 2 的中部混合相在常压或减压条件下，利用废热进行蒸馏分离，得到再生好的水溶性溶剂和水；
4. 将上述步骤 3 中再生好的水溶性溶剂排出，将分离出的水冷却；
5. 步骤 4 中经冷却后的水进行油水再分离，排出回收水，再与步骤 1 中的水溶性溶剂混合循环使用。

一种优选方案，其特征在于：将所述步骤 3 中所述中部混合相先过滤分离，再进行蒸馏分离。

所述水与水溶性溶剂的重量比优选 0.5—3；更优选 1—2。

一种优选方案，其特征在于：所述过滤分离可分为一级过滤分离、二级过滤分离或三级过滤分离等，各级过滤分离可以串联、并联或串并联同时使用。

过滤分离所用的过滤材料可采用滤芯或过滤填料。滤芯采用带有一定开孔尺寸的材料包括金属粉末冶金、陶瓷、金属丝网、各种织物等，采用的过滤填料包括活性炭或经处理的活性炭、白土、硅胶、氧化铝、氧化硅、分子筛、各种沙土等无机物、各种阴阳离子交换树脂。

附图说明

- 图 1-A 为本发明实施例 1-A 的流程示意图；
图 2-A 为本发明实施例 5-A 的流程示意图；
图 3-A 为本发明实施例 4-A 的流程示意图；
图 1-B 为本发明实施例 1-B 的流程示意图；
图 2-B 为本发明实施例 4-B 的流程示意图；
图 3-B 为本发明实施例 5-B 的流程示意图；
图 1-C 为本发明实施例 1-C 的流程示意图；

图 2-C 为本发明实施例 2-C 的流程示意图;

图 3-C 为本发明实施例 3-C 的流程示意图;

图 4-C 为本发明实施例 4-C 的流程示意图;

图 5-C 为本发明实施例 5-C 的流程示意图。

5 下面通过具体实施方式对本发明做进一步说明,但并不意味着对本发明保护范围的限制。

具体实施方式

对比例 1-A

10 将石蜡基催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LCS 催化剂作用下产生催化烃,所得催化烃为催化裂化蜡油,将其加入分馏塔 1 进行切割分馏,分馏塔 1 塔顶温度为 110℃,柴油出口温度为 190℃,塔底温度为 370℃,塔顶压力为 0.11MPa,塔底压力为 0.12MPa,分馏得到干气、液化气、汽油、柴油、重油馏分等。

实施例 1-A

15 如图 1-A 所示,将石蜡基催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LCS 催化剂作用下产生催化烃,所得催化烃为催化裂化蜡油,将其加入分馏塔 1 进行切割分馏,分馏塔 1 塔顶温度为 80℃,柴油出口温度为 240℃,塔底温度为 370℃,塔顶压力为 0.1MPa,塔底压力为 0.12Mpa;在分馏塔 1 的中部增加一个侧线切口,用于切割中间馏分,侧线切口温度为 190℃,中间馏分的馏程范围为 120~210℃,所得中间馏分泵入萃取塔进行溶剂萃取分离,所用溶剂为环丁砜,萃取温度为 80℃,
20 萃取压力为 0.4MPa,溶剂重量比(溶剂/进料)为 4.8,分离出芳烃组分和非芳烃组分;所得芳烃组分在中间部位进入分馏塔 3 中,进行蒸馏分离,分馏温度为 120~165℃,分馏压力为 0.04~0.20MPa,下部进汽提水,塔顶馏分为高辛烷值组分,下部侧线采出口为重芳烃组分,塔底出料作为循环溶剂;所得高辛烷值组分全部与汽油馏分调和;所得非芳烃组分在中间部位进入分馏塔 4 中,进行蒸馏分离,
25 分馏温度为 100~135℃,压力为 0.15~0.25MPa,塔顶出料为轻非芳烃,塔底出料为柴油组分;所得柴油组分全部与柴油馏分调和;所得轻非芳烃与汽油馏分调和。

实施例 2-A

30 将中间基常渣重油催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LANET-35 催化剂作用下产生催化烃,所得催化烃为催化裂化重油,将其加入分馏塔 1 进行切割分馏,分馏塔 1 塔顶温度为 80℃,柴油出口温度为 240℃,塔底温度为 370℃,塔顶压力为 0.1MPa,塔底压力为 0.12Mpa;在分馏塔 1 的中部增加三个侧线切口,用于切割中间馏分,从上到下三个侧线切口温度依次为 170、180、190℃,中间馏分的

馏程范围分别为 80~120℃、120~165℃、165~220℃，所得三个馏程的中间馏分泵入三个相同的萃取塔进行溶剂萃取分离，所用溶剂为四甘醇，萃取温度为 85℃，萃取压力为 0.4MPa，溶剂重量比（溶剂/进料）为 3.1，分离出芳烃组分和非芳烃组分；所得芳烃组分合并后在中间部位进入分馏塔 3 中，进行蒸馏分离，分馏温度为 120~180℃，分馏压力为 0.04~0.20MPa，下部进汽提水，塔顶馏分为高辛烷值组分，下部侧线采出口为重芳烃组分，塔底出料作为循环溶剂；所得高辛烷值组分全部与汽油馏分调和；所得非芳烃组分合并后在中间部位进入分馏塔 4 中，进行蒸馏分离，分馏温度为 100~135℃，压力为 0.15~0.25MPa，塔顶出料为轻非芳烃，塔底出料为柴油组分；所得柴油组分全部与柴油馏分调和；所得轻非芳烃与汽油馏分调和。

实施例 3-A

将环烷基重油催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LANET-35 催化剂作用下产生催化烃，所得催化烃为环烷基催化裂化重油，将其加入分馏塔 1 进行切割分馏，分馏塔 1 塔顶温度为 80℃，柴油出口温度为 240℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为 0.12Mpa；在分馏塔 1 的中部增加二个侧线切口，用于切割中间馏分，从上到下二个侧线切口温度依次为 180、190℃，中间馏分的馏程范围分别为 80~165℃、165~220℃，所得二个馏程的中间馏分在泵入两个相同的萃取塔进行溶剂萃取分离，所用溶剂为 N-甲酰基吗啉，萃取温度为 85℃，萃取压力为 0.4MPa，溶剂重量比（溶剂/进料）为 3.1，分离出芳烃组分和非芳烃组分；所得芳烃组分合并后在中间部位进入分馏塔 3 中，进行蒸馏分离，分馏温度为 120~180℃，分馏压力为 0.04~0.20MPa，下部进汽提水，塔顶馏分为高辛烷值组分，下部侧线采出口为重芳烃组分，塔底出料作为循环溶剂；所得高辛烷值组分全部与汽油馏分调和；所得非芳烃组分合并后在中间部位进入分馏塔 4 中，进行蒸馏分离，分馏温度为 100~135℃，压力为 0.15~0.25MPa，塔顶出料为轻非芳烃，塔底出料为柴油组分；所得柴油组分全部与柴油馏分调和；所得轻非芳烃作为化工轻油使用。

实施例 4-A

如图 3-A 所示，将石蜡基重油催化裂化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LBO-16 催化剂作用下产生催化烃，所得催化烃为环烷基催化裂化重油，将其加入分馏塔 1 进行切割分馏，分馏塔 1 塔顶温度为 50℃，柴油出口温度为 210℃，塔底温度为 340℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为 0.12Mpa，将所述汽油馏分的馏程控制在 35~120℃，柴油馏分 1 的馏程控制在 120~355℃；所述柴油馏分 1 泵

入分馏塔 2, 进行第二次分馏, 分馏塔 2 塔顶温度为 80℃, 柴油出口温度为 240℃, 塔底温度为 370℃, 塔顶压力为 0.1MPa, 塔底压力为 0.12Mpa, 所述分馏塔 2 顶部分离出馏程为 80℃~240℃的中间馏分, 其底部分离出馏程为 240~380℃的汽油馏分。中间馏分泵入萃取塔进行溶剂萃取分离, 所用溶剂为 N-甲基吡咯烷酮, 萃取温度为 66℃, 萃取压力为 0.4MPa, 溶剂重量比(溶剂/进料)为 3.3, 分离出芳烃组分和非芳烃组分; 所得芳烃组分在中间部位进入分馏塔 3 中, 进行蒸馏分离, 分馏温度为 120~180℃, 分馏压力为 0.04~0.20MPa, 下部进汽提水, 塔顶馏分为高辛烷值组分, 下部侧线采出口为重芳烃组分, 塔底出料作为循环溶剂; 所得高辛烷值组分全部与汽油馏分调和; 所得非芳烃组分在中间部位进入分馏塔 4 中, 进行蒸馏分离, 分馏温度为 100~150℃, 压力为 0.15~0.25MPa, 塔顶出料为轻非芳烃, 塔底出料为柴油组分; 所得柴油组分全部与柴油馏分调和; 所得轻非芳烃作为化工轻油使用。

实施例 5-A

如图 2-A 所示, 将环烷基重油催化裂化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LANET-35 催化剂作用下产生催化烃, 所得催化烃为环烷基催化裂化重油, 将其加入分馏塔 1 进行切割分馏, 分馏塔 1 塔顶温度为 120℃, 柴油出口温度为 270℃, 塔底温度为 370℃, 塔顶压力为 0.1MPa, 塔底压力为 0.12Mpa, 将所述汽油馏分 1 的馏程控制在 35~240℃, 柴油馏分的馏程控制在 240~385℃; 所述汽油馏分 1 泵入分馏塔 2, 进行第二次分馏, 分馏塔 2 塔顶温度为 80℃, 柴油出口温度为 240℃, 塔底温度为 370℃, 塔顶压力为 0.1MPa, 塔底压力为 0.12Mpa, 所述分馏塔 2 底部分离出馏程为 110℃~210℃的中间馏分, 其顶部分离出馏程为 35~110℃的汽油馏分。中间馏分泵入萃取塔进行溶剂萃取分离, 所用溶剂为 50%的 N-甲基吡咯烷酮和 50%的四甘醇, 萃取温度为 80℃, 萃取压力为 0.4MPa, 溶剂重量比(溶剂/进料)为 3.3, 分离出芳烃组分和非芳烃组分; 所得芳烃组分在中间部位进入分馏塔 3 中, 进行蒸馏分离, 分馏温度为 120~180℃, 分馏压力为 0.04~0.20MPa, 下部进汽提水, 塔顶馏分为高辛烷值组分, 下部侧线采出口为重芳烃组分, 塔底出料作为循环溶剂; 所得高辛烷值组分与汽油馏分调和成 93#汽油; 所得非芳烃组分在中间部位进入分馏塔 4 中, 进行蒸馏分离, 分馏温度为 100~135℃, 压力为 0.15~0.25MPa, 塔顶出料为轻非芳烃, 塔底出料为柴油组分; 所得柴油组分与柴油馏分调和成 5#柴油; 所得轻非芳烃作为化工轻油使用。

实施例 6-A

将石蜡基催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LCS 催化剂作用下产生催

化烃，所得催化烃为催化裂化蜡油，将其加入分馏塔 1 进行切割分馏，分馏塔 1 塔顶温度为 80℃，柴油出口温度为 240℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为 0.12Mpa；在分馏塔 1 的中部增加一个侧线切口，用于切割中间馏分，侧线切口温度为 180℃，中间馏分的馏程范围为 140~240℃，所得中间馏分泵入萃
5 取塔进行溶剂萃取分离，所用溶剂为五甘醇，萃取温度为 100℃，萃取压力为 0.4MPa，溶剂重量比（溶剂/进料）为 2.9，分离出芳烃组分和非芳烃组分；所得芳烃组分直接作为高质量汽油使用；所得非芳烃组分在中间部位进入分馏塔 4 中，进行蒸馏分离，分馏温度为 100~150℃，压力为 0.15~0.25MPa，塔顶出料为轻非芳烃，塔底出料为柴油组分；所得柴油组分全部与柴油馏分调和；所得轻非芳烃作
10 为化工轻油使用。

下面将对比例所得产品和实施例所产品的收率及性能列表如下:

表 1-A: 对比例 1-A 与实施例 1-A 产品收率比较

产品分布	对比例 1-A	实施例 1-A	变化量
干气, 重量%	4.7	4.7	0
液化气, 重量%	11.25	11.25	0
汽油, 重量%	39.09	29.38	-9.71
柴油, 重量%	40.71	46.53	5.82
焦炭, 重量%	3.99	3.99	0
油浆, 重量%	0	0	0
化工轻油, 重量%	0	3.89	3.89
损失, 重量%	0.3	0.3	0
轻质油收率, 重量%	75.99	75.99	0

表 2-A: 实施例 2-A~4-A 产品收率

产品分布	实施例 2-A	实施例 3-A	实施例 4-A
干气, 重量%	6	3.65	4.21
液化气, 重量%	9.5	11.76	12.61
汽油, 重量%	29.38	26.18	37.01
柴油, 重量%	28.57	44.56	29.68
焦炭, 重量%	9	8.02	7.42
油浆, 重量%	9	3.75	5.55
化工轻油, 重量%	6.55	1.89	3.17
重芳烃, 重量%	0.8		
损失, 重量%	0.3	0.3	0

由表 1-A、表 2-A 可以看出, 本发明的方法可以明显改善柴汽比, 也可以得到化工轻油产品。

表 3-A: 对比例 1-A 与实施例 1-A 产品性能比较

品分布	对比例 1-A	实施例 1-A	变化量
汽油中的芳烃含量, m%	23.1	39.3	16.2
汽油辛烷值	90.2	93.9	3.7
汽油的密度, kg/m ³	718	739	21
汽油馏程范围, °C	36~171	36~204	-
汽油烯烃含量, %	42.7	37.5	5.2
汽油的干点, °C	171	204	33
柴油中的芳烃含量, m%	48.2	39	-9.2
柴油十六烷值	38	43	5
柴油的密度, kg/m ³	847	829	-18
柴油馏程范围, °C	181~346	167~346	-
柴油的闪点, °C	71	57	-14
化工轻油馏程范围, °C		120~171	-
化工轻油密度, kg/m ³		683	-
化工轻油中的芳烃含量, m%		2.1	-
化工轻油中的烯烃含量, m%		23	-

表 4-A：实施例 2-A~4-A 产品性能

产品分布	实施例 2-A	实施例 3-A	实施例 4-A
汽油中的芳烃含量, m%	41	39	38.5
汽油辛烷值	94.2	92.3	93
汽油的密度, kg/m ³	751	761	756
汽油馏程范围, °C	36~204	36~204	36~204-
汽油烯烃含量, %	39.5	34	34.6
汽油的干点, °C	204	204	204
柴油中的芳烃含量, m%	40	40	39
柴油十六烷值	38	36	39
柴油的密度, kg/m ³	854	852	852
柴油馏程范围, °C	165~346	165~346	165~346
柴油的闪点, °C	57	56	56
化工轻油馏程范围, °C	80~165	100~165	100~165
化工轻油密度, kg/m ³	667	682	682
化工轻油中的芳烃含量, m%	2.6	2.9	2.9
化工轻油中的烯烃含量, m%	42	31	29
重芳烃组分馏程范围, °C	80~171		
重芳烃组分密度, kg/m ³ ,	845		
重芳烃中的芳烃含量, m%	98.2	23	-

柴油中的芳烃含量用 GB11132—2002 方法测试；汽油辛烷值用 GB/T5487 测试；汽油的密度用 GB/T1884—1885 测试；汽油馏程范围用 GB/T6536 测试；汽油烯烃含量用 GB11132—2002 方法测试；柴油中的芳烃含量用 GB11132—2002 方法测试；柴油十六烷值用 GB/T386 测试；柴油的密度用 GB/T1884—1885 测试；柴油馏程范围用 GB/T6536 测试；柴油的闪点用 GB/T 261 测试；化工轻油馏程范围用 GB/T6536 测试；化工轻油密度用 GB/T1884—1885 测试；化工轻油中的芳烃含量用 GB11132—2002 方法测试；化工轻油中的烯烃含量用 GB11132—2002 方法测试。

由表 3-A、表 4-A 可以看出，本发明的方法可以提高汽油辛烷值的同时提高汽油芳烃含量；柴油十六烷值也得到改善；即汽油和柴油的质量得到改善。

对比例 1-B

将石蜡基催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LCS 催化剂作用下产生催化烃，所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏，分馏塔 1 塔顶温度为 110℃，柴油出口

温度为 190℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.11MPa，塔底压力为 0.12MPa，分馏得到干气、液化气、汽油、柴油、重油馏分等。

实施例 1-B

如图 1-B 所示，将石蜡基催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LCS 催化剂
5 作用下产生催化烃，所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏，分馏塔 1 塔顶温度为 80℃，柴油出口温度为 240℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为 0.12Mpa；在分馏塔 1 的中部增加一个侧线采出口，用于切割中间馏分，侧线采出口温度为 190℃，中间馏分的馏程范围为 120~210℃，所得中间馏分与所得汽油馏分泵入萃取装置进行溶剂萃取分离，所用溶剂为环丁砜，萃取温度为 80℃，萃取压力为
10 0.4MPa，溶剂重量比（溶剂/进料）为 4.8，分离出芳烃组分和非芳烃组分；所得芳烃组分和溶剂在中间部位进入分馏塔 3 中，进行蒸馏分离，分馏温度为 120~165℃，分馏压力为 0.04~0.20MPa，下部进汽提水，塔顶馏分为高辛烷值的汽油组分，下部侧线采出口为重芳烃组分，塔底出料作为循环溶剂；所得非芳烃组分在中间部位进入分馏塔 4 中，进行蒸馏分离，分馏温度为 100~135℃，压力为 0.15~0.25MPa，塔顶
15 出料为轻汽油组分；侧线采出口采出轻非芳烃；塔底出料为柴油组分；所得柴油组分全部与柴油馏分调合；所得轻非芳烃的 50%作为化工轻油使用；轻非芳烃的另 50%与所得全部高辛烷值汽油组分和轻汽油组分调合。

对比例 2-B

将中间基常渣重油催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LANET-35 催化剂
20 作用下产生催化烃，所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏，分馏塔 1 塔顶温度为 110℃，柴油出口温度为 190℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.11MPa，塔底压力为 0.12MPa，分馏得到干气、液化气、汽油、柴油、重油馏分等。

实施例 2-B

将中间基常渣重油催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LANET-35 催化剂
25 作用下产生催化烃，所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏，分馏塔 1 塔顶温度为 80℃，柴油出口温度为 240℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为 0.12Mpa；在分馏塔 1 的中部增加三个侧线采出口，用于切割中间馏分，从上到下三个侧线采出口温度依次为 170、180、190℃，中间馏分的馏程范围分别为 80~120℃、120~165℃、165~220℃，所得三个馏程的中间馏分和汽油馏分泵入三个相同的萃取装
30 置进行溶剂萃取分离，所用溶剂为四甘醇，萃取温度为 85℃，萃取压力为 0.4MPa，溶剂重量比（溶剂/进料）为 3.1，分离出芳烃组分和非芳烃组分；所得芳烃组分合并后和溶剂在中间部位进入分馏塔 3 中，进行蒸馏分离，分馏温度为 120~180℃，分

馏压力为 0.04~0.20MPa, 下部进汽提水, 塔顶馏分为高辛烷值汽油组分, 下部侧线采出口为重芳烃组分, 塔底出料作为循环溶剂; 所得非芳烃组分合并后在中间部位进入分馏塔 4 中, 进行蒸馏分离; 分馏温度为 100~135℃, 压力为 0.15~0.25MPa, 塔顶出料为轻汽油组分; 侧线采出口采出轻非芳烃; 塔底出料为柴油组分; 所得柴油组分加氢精制后作为乙烯原料; 所得轻非芳烃与轻汽油组分调合; 所得高辛烷值汽油组分全部与轻汽油组分调合。

对比例 3-B

将环烷基重油催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LANET-35 催化剂作用下产生催化烃, 所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏, 分馏塔 1 塔顶温度为 110℃, 柴油出口温度为 190℃, 塔底温度为 370℃, 塔顶压力为 0.11MPa, 塔底压力为 0.12MPa, 分馏得到干气、液化气、汽油、柴油、重油馏分等。

实施例 3-B

将环烷基重油催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LANET-35 催化剂作用下产生催化烃, 所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏, 分馏塔 1 塔顶温度为 80℃, 柴油出口温度为 240℃, 塔底温度为 370℃, 塔顶压力为 0.18MPa, 塔底压力为 0.25MPa; 在分馏塔 1 的中部增加二个侧线采出口, 用于切割中间馏分, 从上到下二个侧线采出口温度依次为 180、190℃, 中间馏分的馏程范围分别为 80~165℃、165~220℃, 所得二个馏程的中间馏分分别与汽油馏分混合后泵入两个相同的萃取装置进行溶剂萃取分离, 所用溶剂为 N-甲酰基吗啉, 萃取温度为 85℃, 萃取压力为 0.4MPa, 溶剂重量比 (溶剂/进料) 为 3.1, 分离出芳烃组分和非芳烃组分; 所得芳烃组分合并后在中间部位进入分馏塔 3 中, 进行蒸馏分离, 分馏温度为 120~180℃, 分馏压力为 0.04~0.20MPa, 下部进汽提水, 塔顶馏分为高辛烷值组分, 下部侧线采出口为重芳烃组分, 塔底出料作为循环溶剂; 所得非芳烃组分合并后和溶剂在中间部位进入分馏塔 4 中, 进行蒸馏分离, 分馏温度为 100~135℃, 压力为 0.15~0.25MPa, 塔顶出料为轻汽油组分; 侧线采出口采出轻非芳烃; 塔底出料为柴油组分; 所得柴油组分全部与柴油馏分调合; 所得轻非芳烃作为化工轻油使用; 所得高辛烷值汽油组分与轻汽油组分调合; 所得重芳烃组分与所得柴油馏分调和。

对比例 4-B

将 50% 的石蜡基重油和 50% 的中间基重油催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LANET-35 催化剂作用下产生催化烃, 所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏, 分馏塔 1 塔顶温度为 110℃, 柴油出口温度为 190℃, 塔底温度为 370℃, 塔顶压力为 0.11MPa, 塔底压力为 0.12MPa, 分馏得到干气、液化气、汽油、柴油、重油馏分

等。

实施例 4-B

如图 2-B 所示, 将环烷基重油催化裂化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LANET-35 催化剂作用下产生催化烃, 所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏, 分馏塔 1 塔顶温度为 140℃, 柴油出口温度为 220℃, 塔底温度为 370℃, 塔顶压力为 0.1MPa, 塔底压力为 0.12Mpa, 将所述汽油馏分 1 的馏程控制在 35~240℃, 柴油馏分的馏程控制在 240~385℃; 所述汽油馏分 1 泵入分馏塔 2, 进行第二次分馏, 分馏塔 2 塔顶温度为 80℃, 中间馏分出口温度为 240℃, 塔底温度为 370℃, 塔顶压力为 0.1MPa, 塔底压力为 0.12Mpa, 所述分馏塔 2 底部分离出馏程为 110℃~210℃的中间馏分, 其顶部分离出馏程为 35~110℃的汽油馏分。中间馏分与汽油馏分一起泵入萃取装置塔进行溶剂萃取分离, 所用溶剂为 50%的 N-甲基吡咯烷酮和 50%的四甘醇, 萃取温度为 80℃, 萃取压力为 0.4MPa, 溶剂重量比(溶剂/进料)为 3.3, 分离出芳烃组分和非芳烃组分; 所得芳烃组分和溶剂在中间部位进入分馏塔 3 中, 进行蒸馏分离, 分馏温度为 120~180℃, 分馏压力为 0.04~0.20MPa, 下部进汽提水, 塔顶馏分为高辛烷值汽油组分, 下部侧线采出口为重芳烃组分, 塔底出料作为循环溶剂; 所得非芳烃组分在中间部位进入分馏塔 4 中, 进行蒸馏分离, 分馏温度为 100~135℃, 压力为 0.15~0.25MPa, 塔顶出料为轻汽油组分; 侧线采出口采出轻非芳烃; 塔底出料为柴油组分; 所得高辛烷值汽油组分与轻汽油组分调合成 93#汽油; 所得柴油组分与柴油馏分调合成 5#柴油; 所得轻非芳烃作为化工轻油使用。

对比例 5-B

将石蜡基重油催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LBO-16 催化剂作用下产生催化烃, 所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏, 分馏塔 1 塔顶温度为 110℃, 柴油出口温度为 190℃, 塔底温度为 370℃, 塔顶压力为 0.11MPa, 塔底压力为 0.12MPa, 分馏得到干气、液化气、汽油、柴油、重油馏分等。

实施例 5-B

如图 3-B 所示, 将石蜡基重油催化裂化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LBO-16 催化剂作用下产生催化烃, 所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏, 分馏塔 1 塔顶温度为 90℃, 柴油出口温度为 180℃, 塔底温度为 340℃, 塔顶压力为 0.1MPa, 塔底压力为 0.12Mpa, 将所述汽油馏分的馏程控制在 35~120℃, 柴油馏分 1 的馏程控制在 120~355℃; 所述汽油馏分 1 泵入分馏塔 5, 进行第二次分馏, 分馏塔 5 塔顶温度为 80℃, 柴油出口温度为 240℃, 塔底温度为 370℃, 塔顶压力为 0.1MPa, 塔底压力为 0.12Mpa, 所述分馏塔 5 顶部分离出馏程为 80℃~240℃的中间馏分, 其底部分

离出馏程为 240~380℃的柴油馏分。所得中间馏分与所得汽油馏分泵入萃取塔进行溶剂萃取分离,所用溶剂为 N-甲基吡咯烷酮,萃取温度为 66℃,萃取压力为 0.4MPa,溶剂重量比(溶剂/进料)为 3.3,分离出芳烃组分和非芳烃组分;所得芳烃组分和溶剂在中间部位进入分馏塔 3 中,进行蒸馏分离,分馏温度为 120~180℃,分馏压力为 0.04~0.20MPa,下部进汽提水,塔顶馏分为高辛烷值汽油组分,下部侧线采出口为重芳烃组分,塔底出料作为循环溶剂;所得非芳烃组分在中间部位进入分馏塔 4 中,进行蒸馏分离,分馏温度为 100~150℃,压力为 0.15~0.25MPa,塔顶出料为轻汽油组分;侧线采出口采出轻非芳烃;塔底出料为柴油组分;所得柴油组分加氢精制后作为乙烯原料;所得高辛烷值汽油组分与轻汽油组分调合;所得轻非芳烃作为化工轻油使用。

对比例 6-B

将掺渣比为 60 的石蜡基重油催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LANET-35 催化剂作用下产生催化烃,所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏,分馏塔 1 塔顶温度为 110℃,柴油出口温度为 190℃,塔底温度为 370℃,塔顶压力为 0.11MPa,塔底压力为 0.12MPa,分馏得到干气、液化气、汽油、柴油、重油馏分等。

实施例 6-B

将掺渣比为 60 的石蜡基重油催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LCS 催化剂作用下产生催化烃,所得催化烃加入分馏塔 1 进行切割分馏,分馏塔 1 塔顶温度为 80℃,柴油出口温度为 240℃,塔底温度为 370℃,塔顶压力为 0.1MPa,塔底压力为 0.12Mpa;在分馏塔 1 的中部增加一个侧线采出口,用于切割中间馏分,侧线采出口温度为 180℃,中间馏分的馏程范围为 140~240℃,所得中间馏分与所得汽油馏分泵入萃取装置进行溶剂萃取分离,所用溶剂为五甘醇,萃取温度为 100℃,萃取压力为 0.4MPa,溶剂重量比(溶剂/进料)为 2.9,分离出芳烃组分和非芳烃组分;所得芳烃组分直接作为高质量汽油使用;所得非芳烃组分在中间部位进入分馏塔 4 中,进行蒸馏分离,分馏温度为 100~150℃,压力为 0.15~0.25MPa,塔顶出料为轻非芳烃,塔底出料为柴油组分;所得柴油组分全部与柴油馏分调合;所得轻非芳烃作为化工轻油使用。

下面将对比例所得产品和实施例所得产品的收率及性能列表如下:

表 1-B: 对比例 1-B 与实施例 1-B 产品收率比较

产品分布	对比例 1-B	实施例 1-B	变化量
干气, m%	4.7	4.7	0
液化气, m%	11.25	11.25	0
汽油, m%	39.09	31.32	-8.58
柴油, m%	40.71	46.53	5.82
焦炭, m%	3.99	3.99	0
油浆, m%	0	0	0
化工轻油, m%	0	1.95	1.95
损失, m%	0.3	0.3	0

表 2-B: 对比例 1-B 与实施例 1-B 产品性能比较

品分布	对比例 1-B	实施例 1-B	变化量
汽油中的芳烃含量, v%	23.1	36.1	13
汽油辛烷值	90.2	92.6	2.4
汽油的密度, kg/m ³	718	732	14
汽油馏程范围, °C	36~171	36~204	-
汽油烯烃含量, v%	42.7	38.9	-3.8
汽油的干点, °C	171	204	33
柴油中的芳烃含量, v%	48.2	39	-9.2
柴油十六烷值	38	43	5
柴油的密度, kg/m ³	847	829	-18
柴油馏程范围, °C	181~346	167~346	-
柴油的闪点, °C	71	57	-14
化工轻油馏程范围, °C		120~171	-
化工轻油密度, kg/m ³		683	-
化工轻油中的芳烃含量, v%		2.1	-
化工轻油中的烯烃含量, v%		23	-

表 3-B: 对比例 2-B 与实施例 2-B 产品收率比较

产品分布	对比例 2-B	实施例 2-B	变化量
干气, m%	6	6	0
液化气, m%	9.5	9.5	0
汽油, m%	41.5	35.93	-5.57
柴油, m%	23	21.37	-1.63
焦炭, m%	9	9	0
油浆, m%	9	9	0
柴油组分, m%	0	8.1	8.1
重芳烃组分, m%	0	0.8	0.8
损失, m%	2	0.3	0

表 4-B: 对比例 2-B 与实施例 2-B 产品性能比较

产品分布	对比例 2-B	实施例 2-B	变化量
汽油中的芳烃含量, v%	29	38	9
汽油辛烷值	91	93.1	2.1
汽油的密度, kg/m ³	738	749	11
汽油馏程范围, ℃	35~182	36~204	-
汽油烯烃含量, v%	58	42.3	-15.7
汽油的干点, ℃	182	203	32
柴油中的芳烃含量, v%	56	57	1
柴油十六烷值	30	29.5	-0.5
柴油的密度, kg/m ³	886	889	3
柴油馏程范围, ℃	182~352	203~346	-
柴油的闪点, ℃	75	76	1
柴油组分馏程范围, ℃		165~205	-
柴油组分密度, kg/m ³		789	-
重芳烃组分馏程范围, ℃		80~171	-
重芳烃组分密度, kg/m ³		845	-
重芳烃组分的芳烃含量, m%		98.2	-

表 5-B: 对比例 3-B 与实施例 3-B 产品收率比较

产品分布	对比例 3-B	实施例 3-B	变化量
干气, m%	3.65	3.65	0
液化气, m%	11.76	11.76	0
汽油, m%	35.98	28.27	-7.71
柴油, m%	36.65	44.36	7.71
焦炭, m%	8.02	8.02	0
油浆, m%	3.75	3.75	0
损失, m%	0.24	0.3	0

表 6-B: 对比例 3-B 与实施例 3-B 产品性能比较

产品分布	对比例 3-B	实施例 3-B	变化量
汽油中的芳烃含量, v%	21	36.9	15.9
汽油辛烷值	89	92	3
汽油的密度, kg/m ³	723	735	12
汽油馏程范围, ℃	35~203	36~204	-
汽油烯烃含量, v%	29	36	7
汽油的干点, ℃	203	204	1
柴油中的芳烃含量, v%	51	40	-11
柴油十六烷值	29	35	6
柴油的密度, kg/m ³	887	852	-35
柴油馏程范围, ℃	203~349	165~346	-
柴油的闪点, ℃	85	56	-29

表 7-B: 对比例 4-B 与实施例 4-B 产品收率比较

产品分布	对比例 4-B	实施例 4-B	变化量
干气, m%	6.2	6.2	0
液化气, m%	29.1	29.1	0
汽油, m%	45.6	33.5	-12.1
柴油, m%	16.3	21.7	5.4
焦炭, m%	8.1	8.1	0
油浆, m%	0.2	0.2	0
化工轻油, m%	0	6.7	6.7
损失, m%	0.5	0.5	0

表 8-B: 对比例 4-B 与实施例 4-B 产品性能比较

产品分布	对比例 4-B	实施例 4-B	变化量
汽油中的芳烃含量, v%	33	38.5	19.5
汽油辛烷值	92.3	97	4.7
汽油的密度, kg/m ³	741	756	22
汽油馏程范围, °C	35~192	35~204	-
汽油烯烃含量, v%	59	51	-8
汽油的干点, °C	190	204	14
柴油中的芳烃含量, v%	52	39	-13
柴油十六烷值	32	39	7
柴油的密度, kg/m ³	887	852	-35
柴油馏程范围, °C	203~363	165~363	-
柴油的闪点, °C	75	56	-19
化工轻油馏程范围, °C		100~165	-
化工轻油密度, kg/m ³		682	-
化工轻油中的芳烃含量, v%		2.9	-
化工轻油中的烯烃含量, v%		58	-

表 9-B: 对比例 5-B 与实施例 5-B 产品收率比较

产品分布	对比例 5-B	实施例 5-B	变化量
干气, m%	4.21	4.21	0
液化气, m%	12.61	12.61	0
汽油, m%	47.04	37.02	-10.02
柴油, m%	22.82	29.67	6.85
焦炭, m%	7.42	7.42	0
油浆, m%	5.55	5.55	0
化工轻油, m%	0	3.17	3.17
损失, m%	0.35	0.35	0

表 10-B: 对比例 5-B 与实施例 5-B 产品性能比较

产品分布	对比例 5-B	实施例 5-B	变化量
汽油中的芳烃含量, v%	19	38.5	19.5
汽油辛烷值	89	93	4
汽油的密度, kg/m ³	734	756	22
汽油馏程范围, °C	35~190	36~204	-
汽油烯烃含量, v%	33.33	34.6	1.27
汽油的干点, °C	190	204	14
柴油中的芳烃含量, v%	52	39	-13
柴油十六烷值	32	39	7
柴油的密度, kg/m ³	887	852	-35
柴油馏程范围, °C	203~363	165~363	-
柴油的闪点, °C	75	56	-19
化工轻油馏程范围, °C		100~165	-
化工轻油密度, kg/m ³		682	-
化工轻油中的芳烃含量, v%		2.9	-
化工轻油中的烯烃含量, v%		29	-

表 11-B: 对比例 6-B 与实施例 6-B 产品收率比较

产品分布	对比例 6-B	实施例 6-B	变化量
干气, m%	10.2	10.2	0
液化气, m%	38.9	38.9	0
汽油, m%	32.5	25.2	-7.3
柴油, m%	10.4	14.2	3.8
焦炭, m%	7.9	7.9	0
油浆, m%	0.2	0.2	0
重芳烃组分, m%	0	3.5	3.5
损失, m%	0.3	0.3	0

表 12-B: 对比例 6-B 与实施例 6-B 产品性能比较

产品分布	对比例 6-B	实施例 6-B	变化量
汽油中的芳烃含量, v%	36	41.1	5.1
汽油辛烷值	92.7	93.9	1.2
汽油的密度, kg/m ³	748	762	14
汽油馏程范围, °C	35~195	35~204	-
汽油烯烃含量, v%	56	58	-2
汽油的干点, °C	195	204	9
柴油中的芳烃含量, v%	56	41	-15
柴油十六烷值	26	34	8
柴油的密度, kg/m ³	891	860	-31
柴油馏程范围, °C	203~356	165~356	-
柴油的闪点, °C	81	56	-25
重芳烃组分馏程范围, °C		204~240	-
重芳烃组分密度, kg/m ³		849	-
重芳烃组分的芳烃含量, m%		97.9	-

柴油中的芳烃含量用 GB11132—2002 方法测试; 汽油辛烷值用 GB/T5487 测试; 汽油的密度用 GB/T1884—1885 测试; 汽油馏程范围用 GB/T6536 测试; 汽油烯烃含量用 GB11132—2002 方法测试; 柴油中的烯烃含量用 GB11132—2002 方法测试; 柴油十六烷值用 GB/T386 测试; 柴油的密度用 GB/T1884—1885 测试; 柴油馏程范围

用 GB/T6536 测试；柴油的闪点用 GB/T 261 测试；化工轻油（轻非芳烃）馏程范围用 GB/T6536 测试；化工轻油密度用 GB/T1884—1885 测试；化工轻油中的芳烃含量用 GB11132—2002 方法测试；化工轻油中的烯烃含量用 GB11132—2002 方法测试。

对比实施例 1-C

- 5 将石蜡基催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LCS 催化剂作用下产生催化烃，所得催化烃为催化裂化蜡油，将其加入分馏塔进行切割分馏，分馏塔塔顶温度为 80℃，柴油出口温度为 240℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为 0.12Mpa；在分馏塔的中部增加一个侧线切口，用于切割中间馏分，侧线切口温度为 190℃，中间馏分的馏程范围为 120~210℃，所得中间馏分泵入板式塔进行水洗，然后再泵入萃取塔进行溶剂萃取分离，所用溶剂为环丁砜，萃取温度为 10 80℃，萃取压力为 0.4MPa，溶剂重量比（溶剂/进料）为 4.8，环丁砜用汽提再生工艺进行再生；分离出芳烃组分和非芳烃组分；所得芳烃组分在中间部位进入另一分馏塔中，进行蒸馏分离，分馏温度为 120~165℃，分馏压力为 0.04~0.20MPa，下部进汽提水，塔顶馏分为高辛烷值组分，下部侧线采出口为重芳烃组分，塔底出料作为循环溶剂；所得高辛烷值组分全部与汽油馏分调和；所得非芳烃组分在中间部位进入下一分馏塔中，进行蒸馏分离，分馏温度为 100~135℃，压力为 0.15~ 15 0.25MPa，塔顶出料为轻非芳烃，塔底出料为柴油组分；所得柴油组分全部与柴油馏分调和；所得轻非芳烃与汽油馏分调和。

实施例 1-C

- 20 如图 1-C 所示，将石蜡基催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LCS 催化剂作用下产生催化烃，所得催化烃为催化裂化蜡油，将其加入分馏塔进行切割分馏，分馏塔塔顶温度为 80℃，柴油出口温度为 240℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为 0.12Mpa；在分馏塔的中部增加一个侧线切口，用于切割中间馏分，侧线切口温度为 190℃，中间馏分的馏程范围为 120~210℃，所得中间馏分 25 泵入萃取塔进行溶剂萃取分离，所用溶剂为环丁砜，萃取温度为 80℃，萃取压力为 0.4MPa，溶剂重量比（溶剂/进料）为 4.8，分离出芳烃组分和非芳烃组分；所得芳烃组分在中间部位进入另一分馏塔中，进行蒸馏分离，分馏温度为 120~180℃，分馏压力为 0.04~0.20MPa，下部进汽提水，塔顶馏分为高辛烷值组分，下部侧线采出口为重芳烃组分，塔底出料作为循环溶剂；所得高辛烷值组分与汽油馏分调和 30 成 93# 汽油；所得非芳烃组分在中间部位进入下一分馏塔中，进行蒸馏分离，分馏温度为 100~135℃，压力为 0.15~0.25MPa，塔顶出料为轻非芳烃，塔底出料为柴油组分；所得柴油组分与柴油馏分调和成 5# 柴油；所得轻非芳烃作为化工轻油

使用。

将芳烃抽提溶剂环丁砜与循环水在混合器 1 中充分混合水与环丁砜重量比为 5.0, 混合后的物料进入溶剂再生器 2 的沉降区 3, 沉降区 3 的下部设有一隔板 32, 沉降区 3 的操作温度为 30℃, 压力为 0.3MPa, 混合物在沉降区形成三层, 上层为油层, 通过排出口排出, 下层为不溶物并通过排渣口排出, 中部为水溶性溶剂和水的混合相并通过连通管 31 进入一级过滤区 4; 沉降区 3 与一级过滤区通过隔板 32 相隔离; 过滤区 4 下部设有隔板 42 和 43, 在隔板 42 上安装有滤芯 41, 滤芯 41 中装填有多孔金属丝网材料, 多孔金属丝网材料的孔径为 50 μm, 操作温度为 40℃, 压力为 0.2MPa; 在过滤区 4 处理后的滤出物料进入二级过滤区 5, 过滤区 5 下部设有隔板 52 和 53, 在隔板 52 上安装有滤芯 51, 滤芯 51 装填有多孔金属粉末冶金材料, 多孔金属丝网材料孔径为 20 μm, 操作温度为 40℃, 压力为 0.1MPa; 在过滤区 5 处理后的滤出物料进入蒸馏区 6 进行环丁砜与水气液分离, 蒸馏区 6 上部设有塔盘 61, 下部设有再沸器 62, 蒸馏区 6 的上部温度为 85℃, 下部温度为 150℃, 再沸器的温度为 200℃, 蒸馏区压力为 0.08MPa, 水蒸汽排入冷凝器 7 中冷却, 再进入回收水储罐 8 进行油水分离, 所得水进入混合器 1; 再生溶剂经蒸馏区的下部排出。所得再生溶剂与溶剂的性质分析结果见表 1-C。

表 1-C

	溶剂	再生溶剂	分析方法
粘度, 30℃, 厘泊	20.5	11.8	GB/T265
色度, 号	大于 5	2	比色法
PH	5.8	6.1	--
溶剂中水含量, ppm	6500	6500	正丁醇共沸法
溶剂中烃含量, ppm	2000	100	SY2128
外观	棕褐色	淡黄色	--
连续运转时间, 年	—	1	--
进料量的变化量, m%	-	±5	--

实施例 2-C

如图 2-C 所示, 将环烷基重油催化裂化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LANET-35 催化剂作用下产生催化烃, 所得催化烃为环烷基催化裂化重油, 将其加入分馏塔进行切割分馏, 分馏塔塔顶温度为 120℃, 柴油出口温度为 270℃, 塔底温度为 370℃, 塔顶压力为 0.1MPa, 塔底压力为 0.12Mpa, 将所述汽油馏分 1 的

馏程控制在 35~240℃，柴油馏分的馏程控制在 240~385℃；所述汽油馏分 1 泵入另一分馏塔，进行第二次分馏，该分馏塔塔顶温度为 80℃，柴油出口温度为 240℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为 0.12Mpa，该分馏塔底部分离出馏程为 110℃~210℃的中间馏分，其顶部分离出馏程为 35~110℃的汽油馏分。所得中间馏分进行溶剂萃取分离，所用溶剂为 50%的 N-甲基吡咯烷酮和 50%的四甘醇，萃取温度为 80℃，萃取压力为 0.4MPa，溶剂重量比（溶剂/进料）为 3.3，分离出芳烃组分和非芳烃组分；所得芳烃组分在中间部位进入下一分馏塔中，进行蒸馏分离，分馏温度为 120~180℃，分馏压力为 0.04~0.20MPa，下部进汽提水，塔顶馏分为高辛烷值组分，下部侧线采出口为重芳烃组分，塔底出料作为循环溶剂；所得高辛烷值组分与汽油馏分调和成 93#汽油；所得非芳烃组分在中间部位进入最后一分馏塔中，进行蒸馏分离，分馏温度为 100~135℃，压力为 0.15~0.25MPa，塔顶出料为轻非芳烃，塔底出料为柴油组分；所得柴油组分与柴油馏分调和成 5#柴油；所得轻非芳烃作为化工轻油使用。

其它与实施例 1-C 相同，不同之处在于：所述水溶性溶剂为芳烃抽提溶剂四甘醇；水与四甘醇的重量比为 0.2；在沉降区 3 与过滤区 4 及过滤区 5 之间设有阀门 V1、V2、V3，可以直接将沉降区 3 中的滤出物排入过滤区 5；在过滤区 4 与过滤区 5 及蒸馏区 6 之间设有阀门 V4、V5、V6、V7，可以将沉降区 3 或过滤区 4 或 5 的滤出物直接排入蒸馏区 6，另外设有 V8 和 V9 可以将沉降区 3 或过滤区 4 或 5 或蒸馏区 6 的滤出物直接排出，得再生溶剂；在混合器 1 与回收水罐 8 之间设有阀门 V10；当滤出物不经过蒸馏区 6 时，阀门 V10 关闭；当 V2、V5、V8 关闭，其它所有的阀门均打开时，滤出物依次通过沉降区 3、过滤区 4、过滤区 5 及蒸馏区 6。所得再生溶剂与溶剂性质分析结果见表 2-C。

表 2-C

	溶剂	再生溶剂	分析方法
粘度, 30℃, 厘泊	32.5	28.6	GB/T265
色度, 号	大于 5	2	比色法
PH	7.2	7.5	--
溶剂中水含量, m%	5	5	正丁醇共沸法
溶剂中烃含量, ppm	1500	1100	SY2128
外观	棕褐色	深黄色	--
连续运转时间, 年	—	1	--
进料量的变化量, m%	-	±5	--

实施例 3-C

如图 3-C 所示，将石蜡基重油催化裂化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LBO-16 催化剂作用下产生催化烃，所得催化烃为环烷基催化裂化重油，将其加入分馏塔进行切割分馏，分馏塔塔顶温度为 50℃，柴油出口温度为 210℃，塔底温
5 度为 340℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为 0.12Mpa，将所述汽油馏分的馏程控制在 35~120℃℃，柴油馏分 1 的馏程控制在 120~355℃；所述柴油馏分 1 泵入另一分馏塔，进行第二次分馏，该分馏塔塔顶温度为 80℃，柴油出口温度为 240℃，塔底温度为 370℃，塔顶压力为 0.1MPa，塔底压力为 0.12Mpa，该分馏塔顶部分离出馏程为 80℃~240℃的中间馏分，其底部分离出馏程为 240~380℃的汽油馏分。
10 所得中间馏分泵入萃取塔进行溶剂萃取分离，所用溶剂为 N-甲基吡咯烷酮，萃取温度为 66℃，萃取压力为 0.4MPa，溶剂重量比（溶剂/进料）为 3.3，分离出芳烃组分和非芳烃组分；所得芳烃组分在中间部位进入下一分馏塔中，进行蒸馏分离，分馏温度为 120~180℃，分馏压力为 0.04~0.20MPa，下部进汽提水，塔顶馏分为高辛烷值组分，下部侧线采出口为重芳烃组分，塔底出料作为循环溶剂；所得高辛
15 烷值组分全部与汽油馏分调和；所得非芳烃组分在中间部位进入最后的分馏塔中，进行蒸馏分离，分馏温度为 100~150℃，压力为 0.15~0.25MPa，塔顶出料为轻非芳烃，塔底出料为柴油组分；所得柴油组分全部与柴油馏分调和；所得轻非芳烃作为化工轻油使用。

其它与实施例 1-C 相同，不同之处在于：溶剂为芳烃抽提蒸馏的 N-甲基吡咯
20 烷酮，去掉过滤区 4 和过滤区 5，水和溶剂的重量比为 9.0。所得再生溶剂与溶剂性质分析结果见表 3-C。

表 3-C

	溶剂	再生溶剂	分析方法
粘度，30℃，厘泊	2.3	0.9	GB/T265
色度，号	大于 5	2	比色法
PH	7.1	7.3	--
溶剂中水含量，m%	3	3	正丁醇共沸法
溶剂中烃含量,ppm	2100	5	SY2128
外观	棕褐色	淡黄色	--
连续运转时间，年	—	1	--
进料量的变化量，m%	-	±5	--

实施例 4-C

如图 4-C 所示, 将石蜡基催化原料和回炼油在兰州催化剂厂生产的 LCS 催化剂作用下产生催化烃, 所得催化烃为催化裂化蜡油, 将其加入分馏塔进行切割分馏, 分馏塔塔顶温度为 80℃, 柴油出口温度为 240℃, 塔底温度为 370℃, 塔顶压力为 0.1MPa, 塔底压力为 0.12MPa; 在分馏塔的中部增加一个侧线切口, 用于切割中间馏分, 侧线切口温度为 190℃, 中间馏分的馏程范围为 120~210℃, 所得中间馏分泵入萃取塔进行溶剂萃取分离, 所用溶剂为环丁砜, 萃取温度为 80℃, 萃取压力为 0.4MPa, 溶剂重量比 (溶剂/进料) 为 4.8, 分离出芳烃组分和非芳烃组分; 所得芳烃组分在中间部位进入另一分馏塔中, 进行蒸馏分离, 分馏温度为 120~165℃, 分馏压力为 0.04~0.20MPa, 下部进汽提水, 塔顶馏分为高辛烷值组分, 下部侧线采出口为重芳烃组分, 塔底出料作为循环溶剂; 所得高辛烷值组分全部与汽油馏分调和; 所得非芳烃组分在中间部位进入下一分馏塔中, 进行蒸馏分离, 分馏温度为 100~135℃, 压力为 0.15~0.25MPa, 塔顶出料为轻非芳烃, 塔底出料为柴油组分; 所得柴油组分全部与柴油馏分调和; 所得轻非芳烃与汽油馏分调和。

将芳烃抽提蒸馏的溶剂 N-甲酰基吗啉与循环水在混合器 1 中充分混合, 水与 N-甲酰基吗啉重量比为 2.0, 混合后的物料进入沉降器 9, 沉降器 9 的操作温度为 90℃, 压力为 1.0MPa, 混合后的物料在沉降器形成三层, 上层为油层, 通过排出口排出, 下层为不溶物并通过排渣口排出, 中部为水溶性溶剂和水的混合相进入第一级过滤器 10; 所述过滤器 10 下部设有隔板 42, 在隔板 42 上安装有滤芯 41, 滤芯 41 中装填有陶瓷滤芯, 陶瓷滤芯的孔径为 40 μm, 操作温度为 50℃, 压力为 0.9MPa; 在过滤器 10 处理后的滤出物料进入第二级过滤器 11, 过滤器 11 下部设有隔板 52, 在隔板 52 上安装有滤芯 51, 滤芯 51 装填有多孔金属粉末冶金材料, 多孔金属粉末冶金材料孔径为 20 μm, 操作温度为 50℃, 压力为 0.8MPa; 经过过滤器 11 处理后的滤出物料进入蒸馏器 12 进行气液分离, 蒸馏器 12 上部设有塔盘 61, 下部设有再沸器 62, 蒸馏器 12 上部温度为 85℃, 下部温度为 162℃, 再沸器的温度为 200℃, 蒸馏器 12 的压力为 0.08 MPa, 水蒸汽排入冷凝器 7 中冷却, 再进入回收水储罐 8 进行油水分离, 所得水回流至混合器 1; 再生溶剂经蒸馏器 12 下部排出。所得再生溶剂与溶剂性质分析结果见表 4-C。

表 4-C

	溶剂	再生溶剂	分析方法
粘度, 30°C, 厘泊	15.7	6.9	GB/T265
色度, 号	大于 5	2	比色法
PH	7.6	7.8	--
溶剂中水含量, m%	2	2	正丁醇共沸法
溶剂中烃含量, ppm	1000	40	SY2128
外观	棕褐色	淡黄色	--
连续运转时间, 年	—	1	--
进料量的变化量, m%	-	±5	--

实施例 5-C

如图 5-C 所示, 其它与实施例 1-C 相同, 不同之处在于: 溶剂为吸收过程中所用的二甲基亚砜; 水与二甲基亚砜的重量比为 1.0; 在沉降区 3 与过滤区 4 及过滤区 5 之间设有阀门 V1、V2、V3、V4、V5、V6。如果只关闭阀门 V2 和 V5, 其它阀门打开, 则沉降区 3 中的水溶性溶剂和水的混合相依次经过过滤区 4 和过滤区 5, 并从过滤区 5 排出口直接排出再生溶剂; 如果只关闭 V2, 其它阀门打开, 则沉降区 3 中的水溶性溶剂和水的混合相必须经过过滤区 4, 或者再经过过滤区 5, 或者直接从过滤区 4 的排出口排出再生溶剂。如果是阀门 V2、V5 全关闭的情况, 所得再生溶剂与溶剂物性分析结果见表 5-C。

表 5-C

	溶剂	再生溶剂	分析方法
粘度, 25°C, 厘泊	2.3	0.9	GB/T265
色度, 号	大于 5	2	比色法
PH	7.2	7.5	--
溶剂中水含量, m%	5	5	正丁醇共沸法
溶剂中烃含量, ppm	2000	130	SY2128
外观	棕褐色	淡黄色	--
连续运转时间, 年	—	1	--
进料量的变化量, m%	-	±5	--

工业应用性

本发明的优点是：本发明方法所生产的产品均来自催化裂化分馏塔汽油和柴油馏分，没有其它调和组分参加；降低汽油的收率；汽油中芳烃含量提高，使得汽油的研究法辛烷值提高 3~5 个单位；汽油的馏程变宽，由 35~190℃变为 35~203℃；柴油的收率增加了 5~7 个单位；柴汽比提高了 0.4~0.8；柴油的芳烃含量降低，使其十六烷值提高了 5~7 个单位；柴油的馏程范围变宽，由 180~365℃变为 165~365℃；柴油的闪点降低，由 75℃变为 56℃；增加了优质化工轻油产品和重量芳烃产品；由于将汽柴油中间馏分的芳烃、非芳烃出来，芳烃组分的高辛烷值组分与汽油馏分调和后可调出不同比例的 90#、93# 及 97# 汽油，工厂可以根据市场情况灵活调整生产方案；本发明方法可使催化汽油在不需要高辛烷值组分调和后，就可直接出厂，节省了高辛烷值组分，特别是重整生成油，又是轻芳烃的主要来源；与其它方法相比，本发明方法只需要在原有的催化裂化装置的基础上，增加一个萃取塔及若干个分馏塔，即可实现提高汽油和柴油的质量，还可以同时生产不同标号的汽油和柴油，建设投资小、建设周期短、操作简单、操作费用低；可以在较短时间内改善柴汽比不能满足需要的现状。

本发明中的再生系统与过滤再生相比，过滤再生工艺由于杂质和胶质会造成过滤系统堵塞，需要经常处理，且再生后的溶剂质量很差；而本发明的再生工艺，在过滤之前，先经过静止沉降，使溶剂中的杂质得到分离，再通过过滤将溶剂中的胶质有效分离，再生后的溶剂质量较好。

权利要求书

1、一种催化烃的重组处理方法，将催化烃通过分馏塔（1）进行分馏，其中包括分馏汽油馏分和柴油馏分；其特征在于：将汽油馏分和柴油馏分进行重新组合，
5 从所述汽油馏分和柴油馏分之间抽出中间馏分；再将所述中间馏分在溶剂萃取塔中进行萃取分离，分离出芳烃组分和非芳烃组分。

2、根据权利要求1所述的催化烃的重组处理方法，其特征在于：通过在分馏塔（1）中部增加一个或多个侧线切口分馏中间馏分，所述汽油分馏和柴油分馏及中间分馏在所述分馏塔（1）内完成；所述汽油馏分的馏程控制在 $35\sim 110^{\circ}\text{C}\pm 30^{\circ}\text{C}$ ，
10 所述柴油馏分的馏程控制在 $210\pm 30^{\circ}\text{C}\sim 355\pm 30^{\circ}\text{C}$ ，所述中间馏分的馏程控制在 $120\pm 30^{\circ}\text{C}\sim 210^{\circ}\text{C}\pm 30^{\circ}\text{C}$ 。

3、根据权利要求2所述的催化烃的重组处理方法，其特征在于：分馏塔（1）的塔顶温度为 $65\sim 95^{\circ}\text{C}$ ，柴油出口温度为 $190\sim 280^{\circ}\text{C}$ ，侧线切口温度为 $120\sim 260^{\circ}\text{C}$ ，塔底温度为 $340\sim 385^{\circ}\text{C}$ ；分馏塔（1）的塔顶压力为 $0.11\sim 0.28\text{MPa}$ ，塔底压力为
15 $0.12\sim 0.30\text{MPa}$ 。

4、根据权利要求1所述的催化烃的重组处理方法，其特征在于：所述分馏为
20 二步分馏，第一步，先分馏汽油馏分和柴油馏分，将所述分馏塔（1）的温度提高 $10\sim 50^{\circ}\text{C}$ ，将所述汽油馏分（1）的馏程控制在 $35\sim 210^{\circ}\text{C}\pm 30^{\circ}\text{C}$ ，柴油馏分的馏程控制在 $210\pm 30\sim 355\pm 30^{\circ}\text{C}$ ；所述汽油馏分（1）泵入分馏塔（2），进行第二次分馏，所述分馏塔（2）底部分离出馏程为 $110\pm 30^{\circ}\text{C}\sim 210^{\circ}\text{C}\pm 30^{\circ}\text{C}$ 的中间馏分，其顶部分离出馏程为 $35\sim 110\pm 30^{\circ}\text{C}$ 的汽油馏分。

5、根据权利要求1所述的催化烃的重组处理方法，其特征在于：所述分馏为
25 二步分馏，第一步，先分馏汽油馏分和柴油馏分，将分馏塔（1）的温度降低 $10\sim 40^{\circ}\text{C}$ ，将所述汽油馏分的馏程控制在 $35\sim 110^{\circ}\text{C}\pm 30^{\circ}\text{C}$ ，柴油馏分（1）的馏程控制在 $110\pm 30^{\circ}\text{C}\sim 355\pm 30^{\circ}\text{C}$ ；所述柴油馏分（1）泵入分馏塔（5），进行第二次分馏，所述分馏塔（5）底部分离出馏程为 $210\pm 30^{\circ}\text{C}\sim 355\pm 30^{\circ}\text{C}$ 的柴油馏分，其顶部分离出馏程为 $110\pm 30^{\circ}\text{C}\sim 210^{\circ}\text{C}\pm 30^{\circ}\text{C}$ 的中间馏分。

6、根据权利要求1或2或3或4所述的催化烃的重组处理方法，其特征在于：将所述芳烃组分在分馏塔（3）中进行分馏，所述分馏塔（3）顶部分离出高辛烷值
30 汽油组分，其底部分离出重芳烃组分；所得高辛烷值汽油组分与所述汽油馏分调和，所得重芳烃组分与所述柴油馏分调和。

7、根据权利要求2所述的催化烃的重组处理方法，其特征在于：所述分馏塔

(1) 中部引出 1 个至 4 个侧线切口, 使中间馏分分为 1 至 4 个馏程。

8、根据权利要求 1 或 2 或 3 或 4 所述的催化烃的重组处理方法, 其特征在于: 所述芳烃组分直接作为高质量汽油使用。

9、根据权利要求 1 或 2 或 3 或 4 所述的催化烃的重组处理方法, 其特征在于: 所述非芳烃组分在分馏塔 (4) 中进行分馏, 所述分馏塔 (4) 底部分离出柴油组分, 并将其与所述柴油馏分调和, 提高柴油的十六烷值, 也可以调和出一种或多种低凝柴油; 所述分馏塔 (4) 顶部分离出轻非芳烃, 所述轻非芳烃可以作为化工轻油, 也可以与所述汽油馏分调和。

10、一种催化烃重组处理方法, 将催化烃通过分馏塔 (1) 进行分馏, 其中包括分馏汽油馏分和柴油馏分; 将汽油馏分和柴油馏分进行重新组合, 从所述汽油馏分和柴油馏分之间抽出中间馏分; 其特征在于: 所述中间馏分与所述汽油馏分泵入溶剂萃取装置中进行萃取分离, 分离出芳烃组分和非芳烃组分。

11、根据权利要求 10 所述的催化烃重组处理方法, 其特征在于: 通过在所述分馏塔 (1) 中部增加一个或多个侧线采出口分馏出中间馏分; 所述汽油分馏和柴油分馏及中间分馏在所述分馏塔 (1) 内完成; 所述汽油馏分的馏程控制在 35~150℃, 所述柴油馏分的馏程控制在 170~395℃, 所述中间馏分的馏程控制在 70~250℃。

12、根据权利要求 10 所述的催化烃重组处理方法, 其特征在于: 所述分馏塔 (1) 中部引出 2 个至 4 个侧线采出口, 使中间馏分分为 2 至 4 个物流。

13、根据权利要求 12 所述的催化烃重组处理方法, 其特征在于: 所述分馏塔 (1) 的塔顶温度为 65~130℃, 柴油出口温度为 170~250℃, 所述侧线采出口温度为 120~240℃, 所述分馏塔 (1) 的塔底温度为 330~385℃; 所述分馏塔 (1) 的塔顶压力为 0.15~0.28MPa, 所述分馏塔 (1) 的塔底压力为 0.12~0.30MPa。

14、根据权利要求 10 所述的催化烃重组处理方法, 其特征在于: 所述分馏为二步分馏, 第一步, 先分馏汽油馏分和柴油馏分, 将分馏塔(1)顶部及柴油采出口的温度提高 10~50℃, 将所述汽油馏分的馏程控制在 35~250℃, 柴油馏分的馏程控制在 170~395℃; 所述汽油馏分泵入分馏塔(2), 进行第二次分馏, 所述分馏塔(2)下部侧线分离出馏程为 70℃~250℃的中间馏分, 其顶部蒸馏出馏程为 35~150℃的汽油馏分; 所述中间馏分与所述馏程为 35~150℃的汽油馏分泵入溶剂萃取装置中进行萃取分离, 分离出芳烃组分和非芳烃组分。

15、根据权利要求 10 所述的催化烃重组处理方法, 其特征在于: 所述分馏为二步分馏, 第一步, 先分馏汽油馏分和柴油馏分, 将分馏塔(1)顶部及柴油采出口

的温度降低 10~50℃，将所述汽油馏分的馏程控制在 35~150℃，柴油馏分的馏程控制在 70~395℃；所述柴油馏分泵入分馏塔(5)，进行第二次分馏，所述分馏塔(5)下部侧线采出馏程为 170~395℃的柴油馏分，其顶部蒸馏出馏程为 70~250℃的中间馏分，所述中间馏分与所述馏程为 170~395℃的柴油馏分泵入溶剂萃取装置中进行萃取分离，分离出芳烃组分和非芳烃组分。

16、根据权利要求 10~15 中任一项所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述芳烃组分在分馏塔(3)中进行分馏，所述分馏塔(3)顶部分离出高辛烷值汽油组分，其下部侧线采出重芳烃组分；所述非芳烃组分在分馏塔(4)中进行分馏，所述分馏塔(4)塔顶出料为轻汽油组分；侧线采出轻非芳烃；塔底出料为柴油组分。

17、根据权利要求 10~15 中任一项所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述芳烃组分直接作为高质量汽油使用。

18、根据权利要求 16 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述高辛烷值汽油组分与所述轻汽油组分调合。

19、根据权利要求 16 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述重芳烃组分与所述柴油馏分调合。

20、根据权利要求 16 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述柴油组分与所述柴油馏分调和。

21、根据权利要求 16 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述轻非芳烃与所述汽油组分调和。

22、根据权利要求 16 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述重芳烃组分作为独立产品使用；所述柴油组分加氢精制后作为乙烯原料；所述轻非芳烃作为化工轻油使用。

23、根据权利要求 16 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述高辛烷值汽油组分与所述轻汽油组分以及所述轻非芳烃调和。

24、根据权利要求 1 或 10 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述萃取分离时使用的水溶性溶剂为循环使用，所述水溶性溶剂的再生方法为：(1) 水溶性溶剂与水混合，所述水与水溶性溶剂的重量比为 0.1~10；(2) 将上述步骤中的混合物进行沉降分离，产生三相，上部为油相，中部为水溶性溶剂和水的混合相，下部为不溶物；(3) 将上述步骤(2)中的中部混合相在常压或减压条件下，利用废热进行蒸馏分离，得到再生好的水溶性溶剂和水；(4) 将上述步骤(3)中再生好的水溶性溶剂排出，将分离出的水冷却；(5) 将步骤(4)中经冷却后的水进行油水再分离，排出回收水，再与步骤(1)中的水溶性溶剂混合循环使用。

25、根据权利要求 24 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：将所述步骤（3）中所述中部混合相先过滤分离，再进行蒸馏分离。

26、根据权利要求 24 所述的催化烃的重组处理方法，其特征在于：所述水与水溶性溶剂的重量比 0.5—3。

5 27、根据权利要求 24 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述水与水溶性溶剂的重量比为 1—2。

28、根据权利要求 24 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述水溶性溶剂包括两种或两种以上的水溶性溶剂的混合溶剂。

29、根据权利要求 24 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：将所述步骤
10 （3）中所述中部混合相先经过一次以上的过滤分离，再进行蒸馏分离。

30、根据权利要求 29 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述过滤分离为二级过滤分离。

31、根据权利要求 29 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述过滤分离为三级过滤分离。

15 32、根据权利要求 30 或 31 所述的催化烃重组处理方法，其特征在于：所述过滤分离为串联。

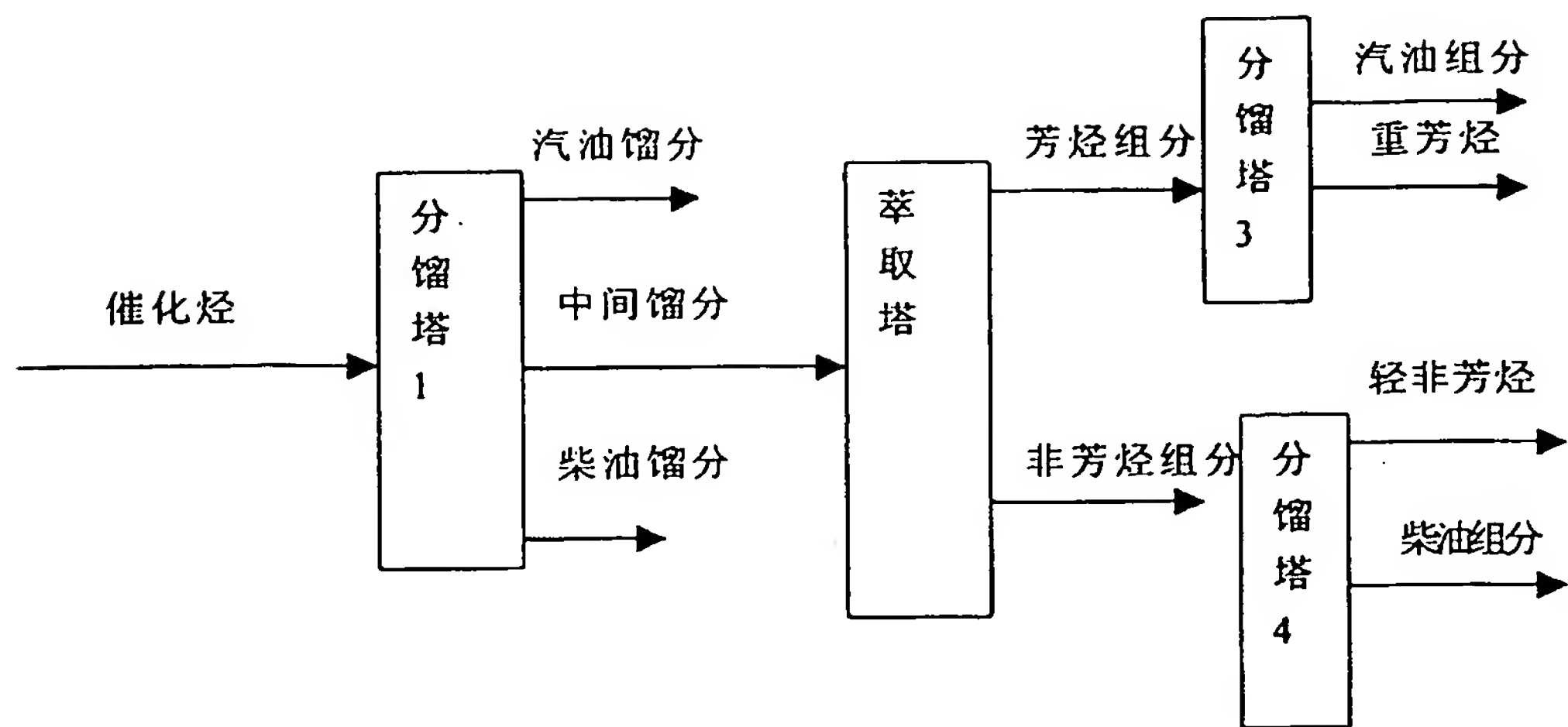


图 1-A

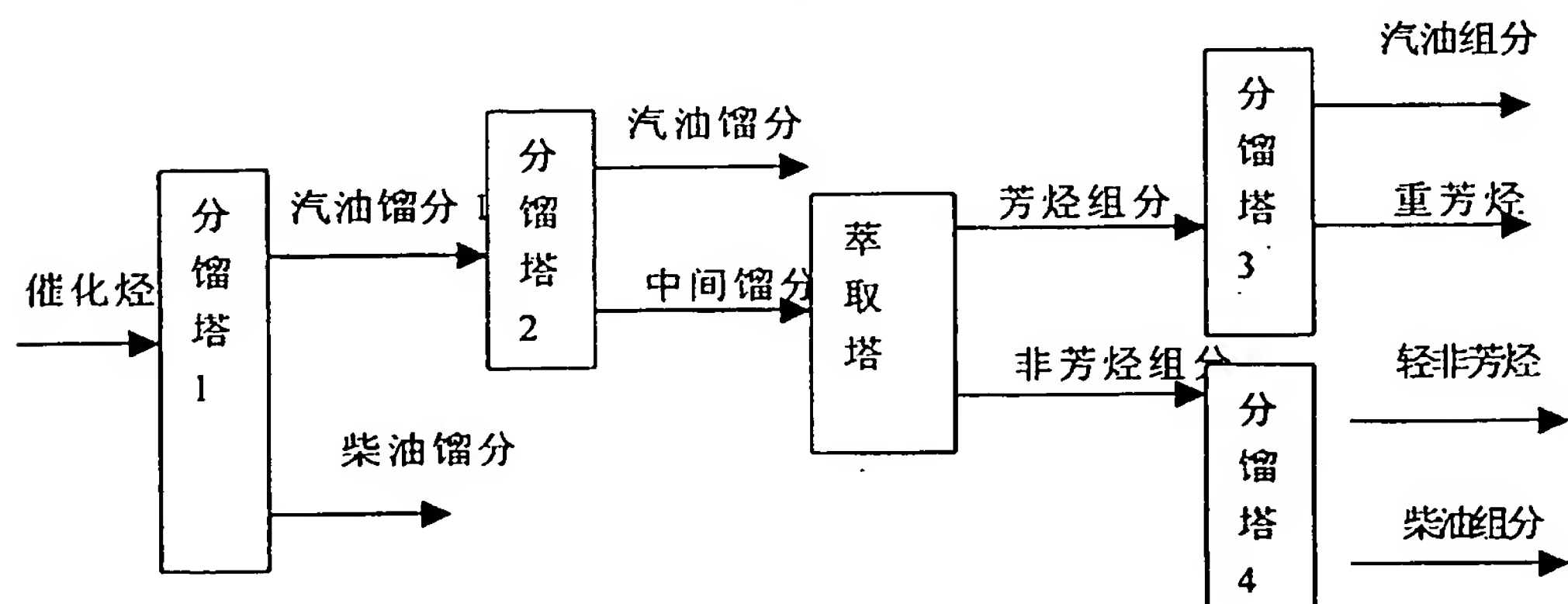


图 2-A

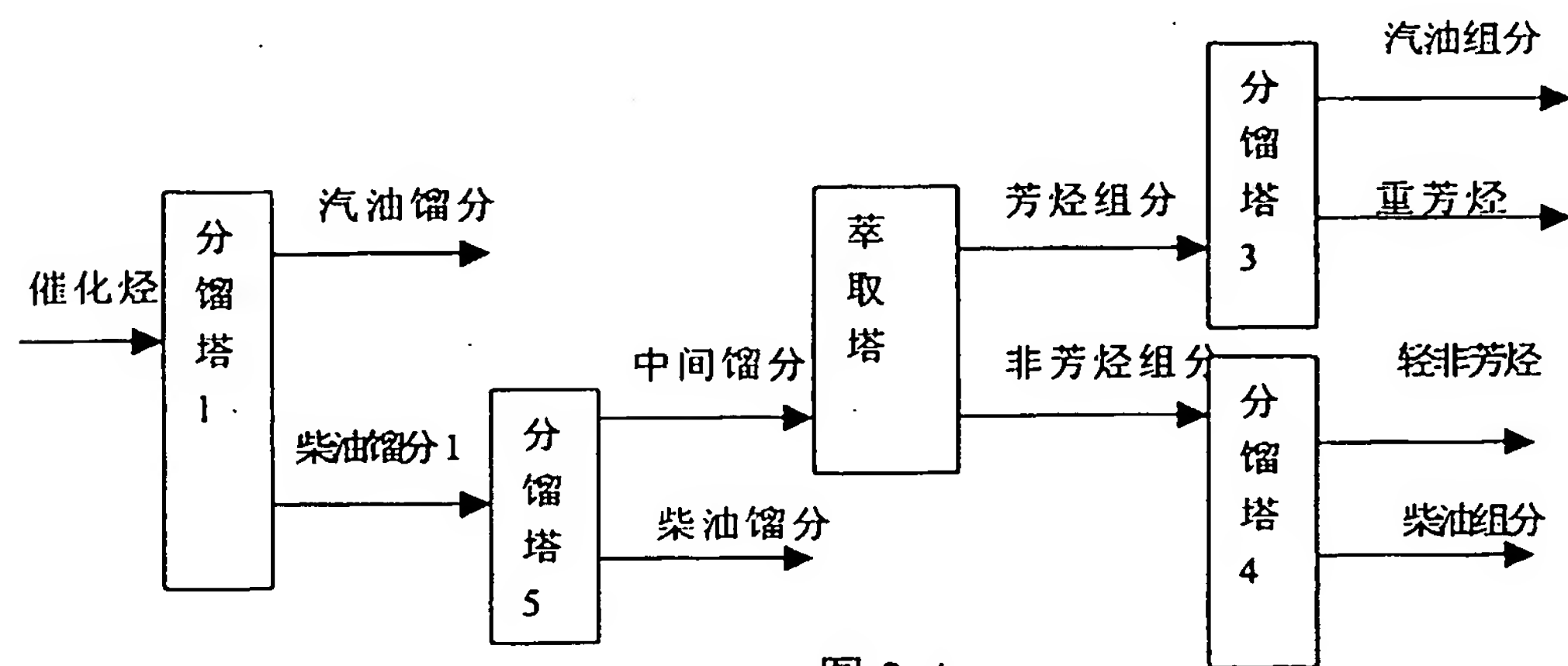


图 3-A

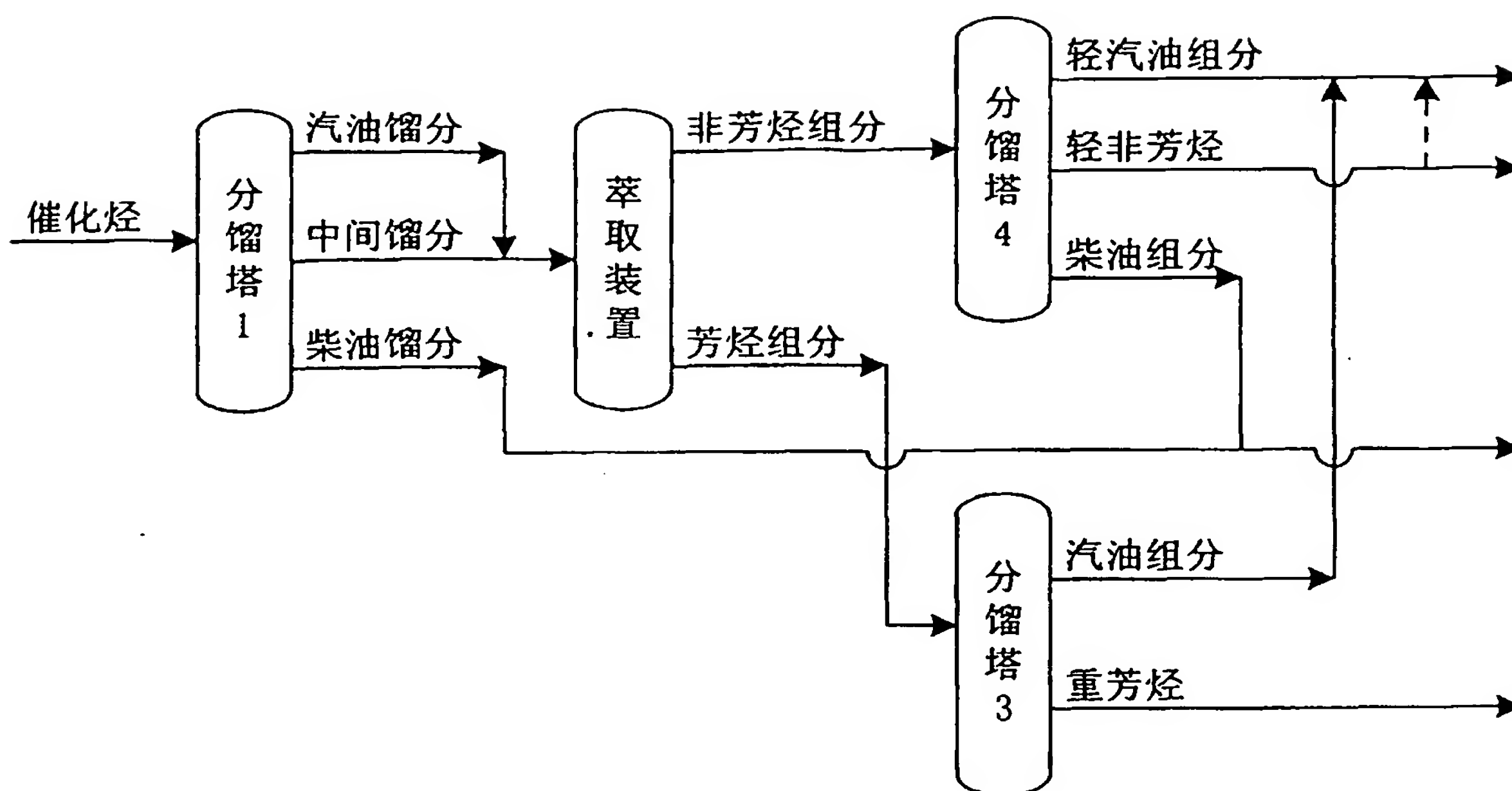


图 1-B

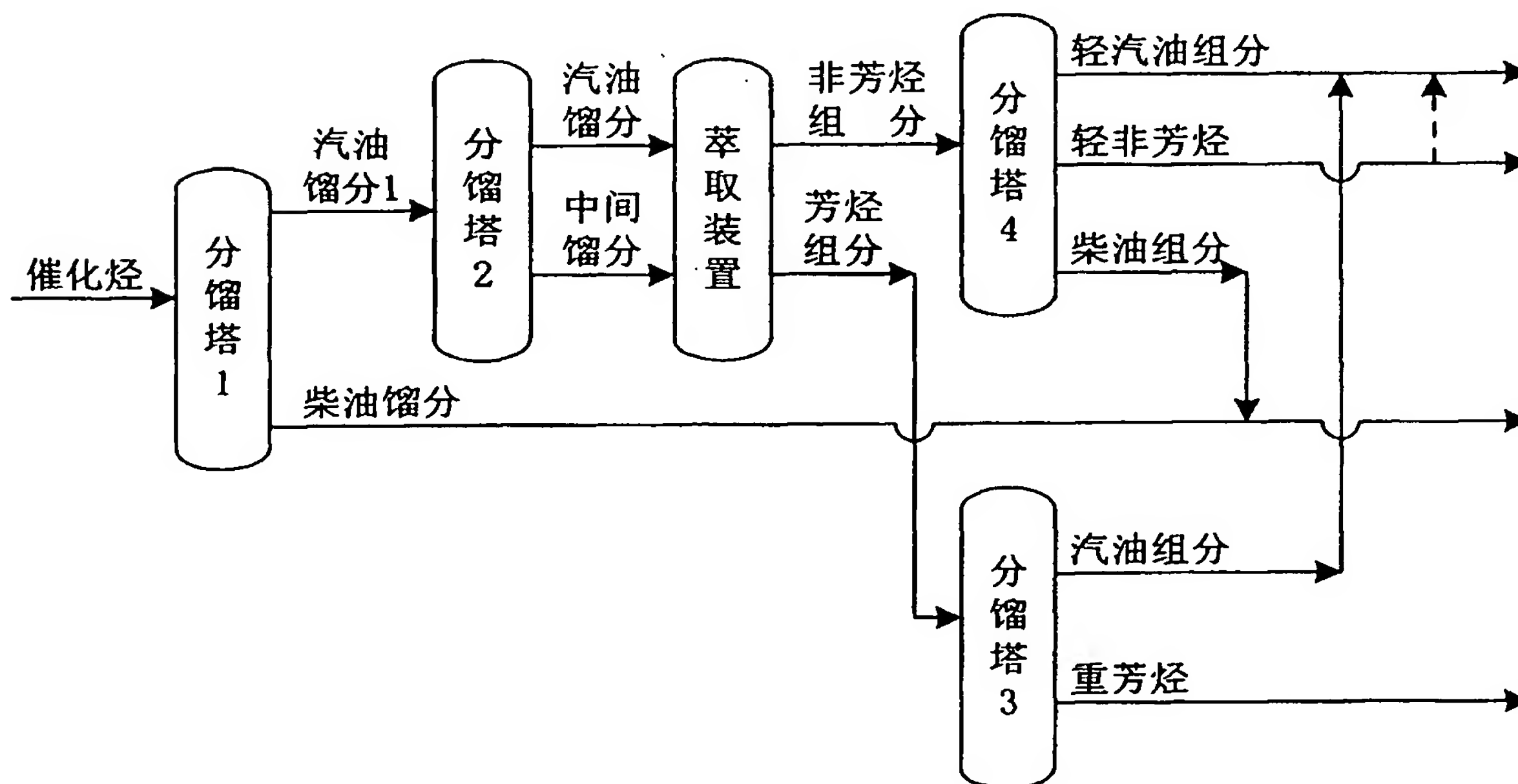


图 2-B

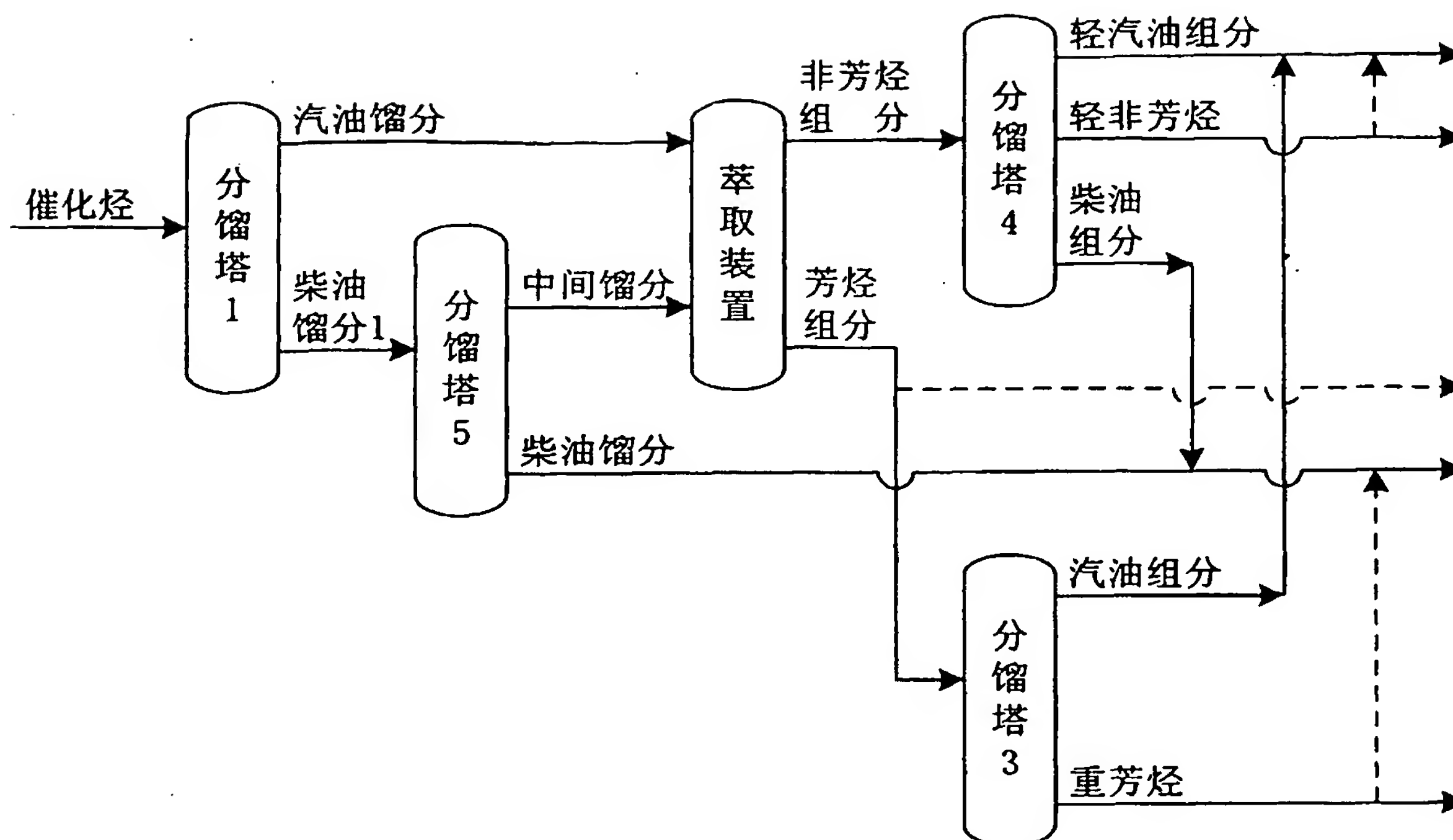


图 3-B

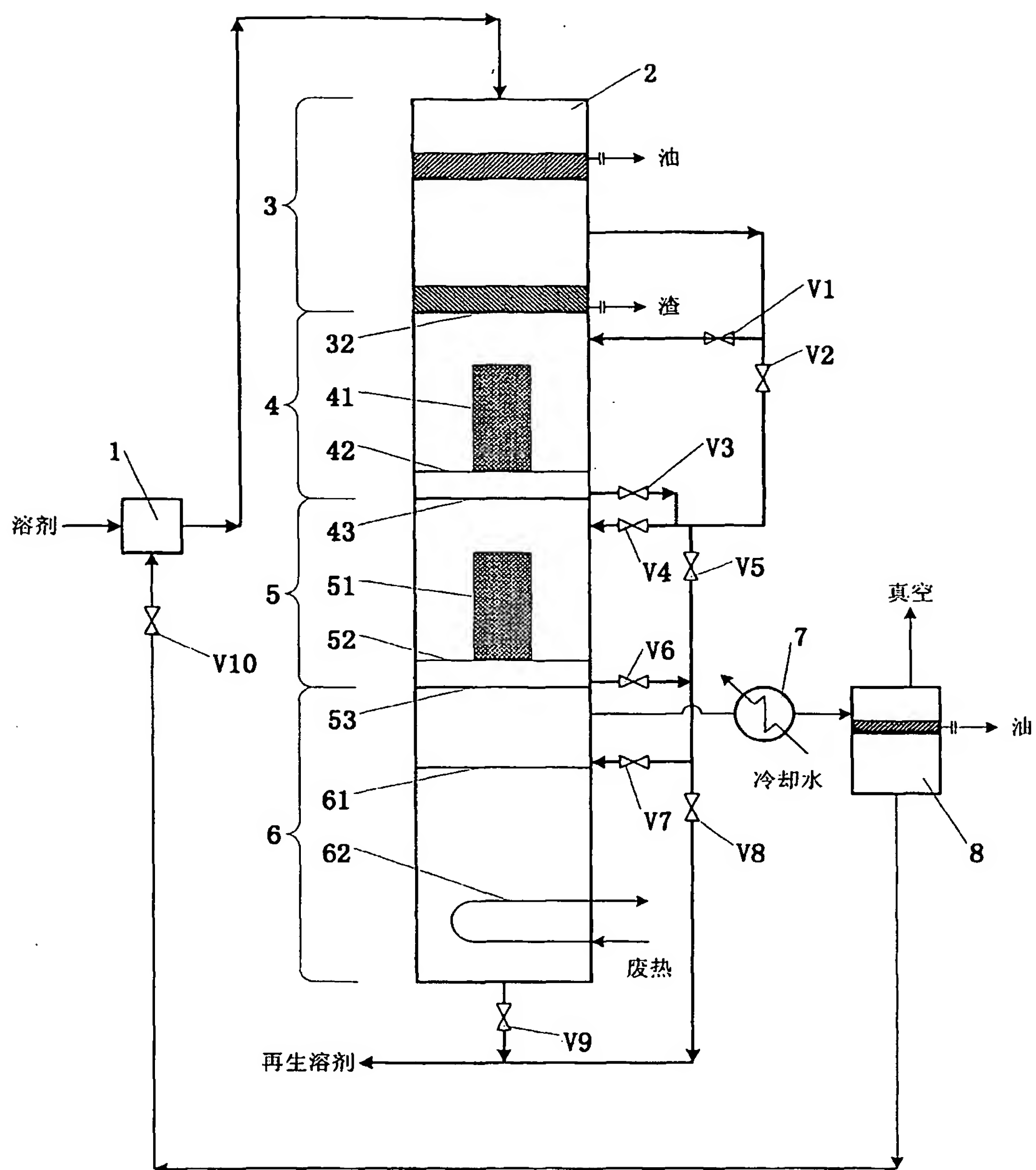


图 2-C

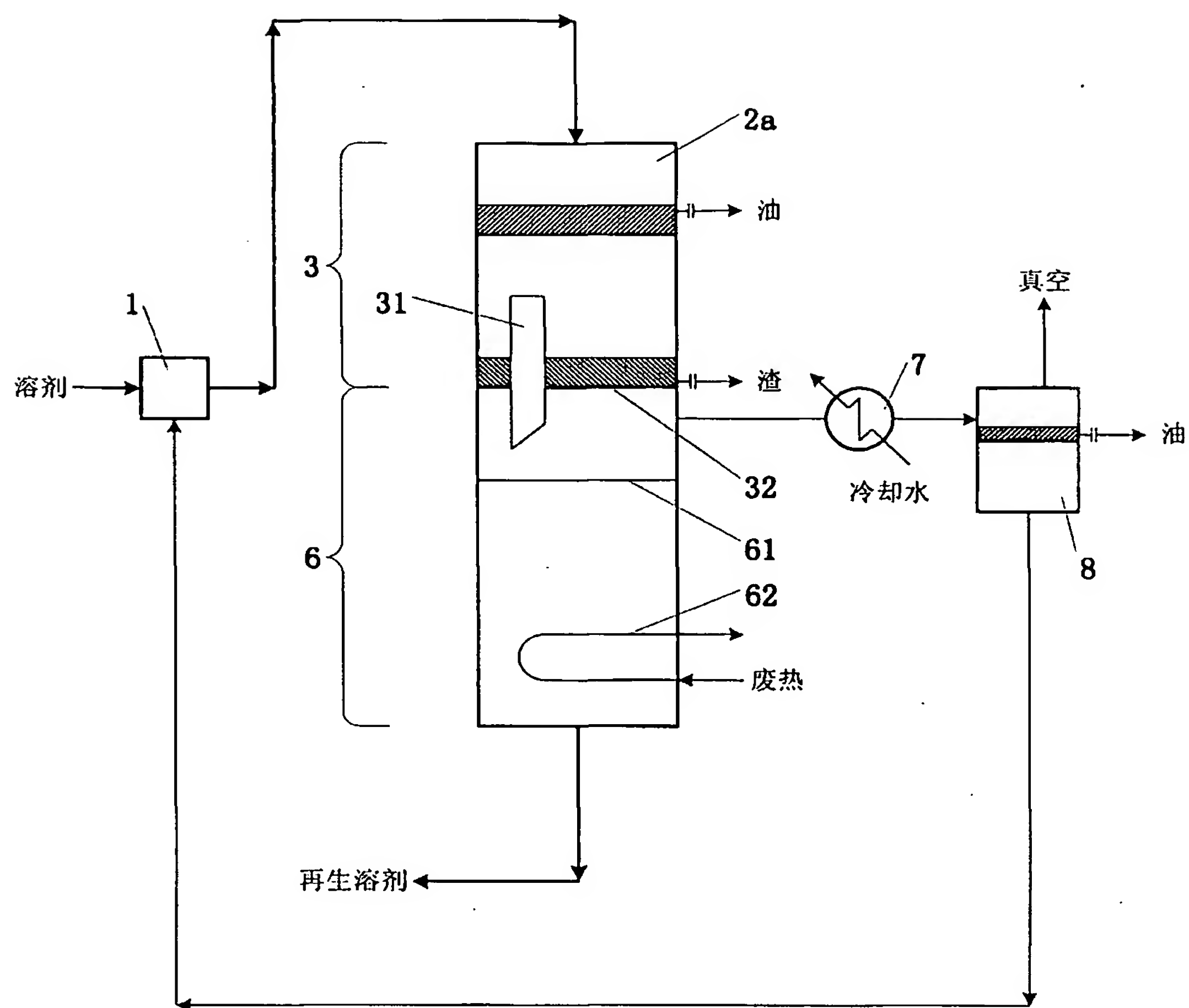


图 3-C

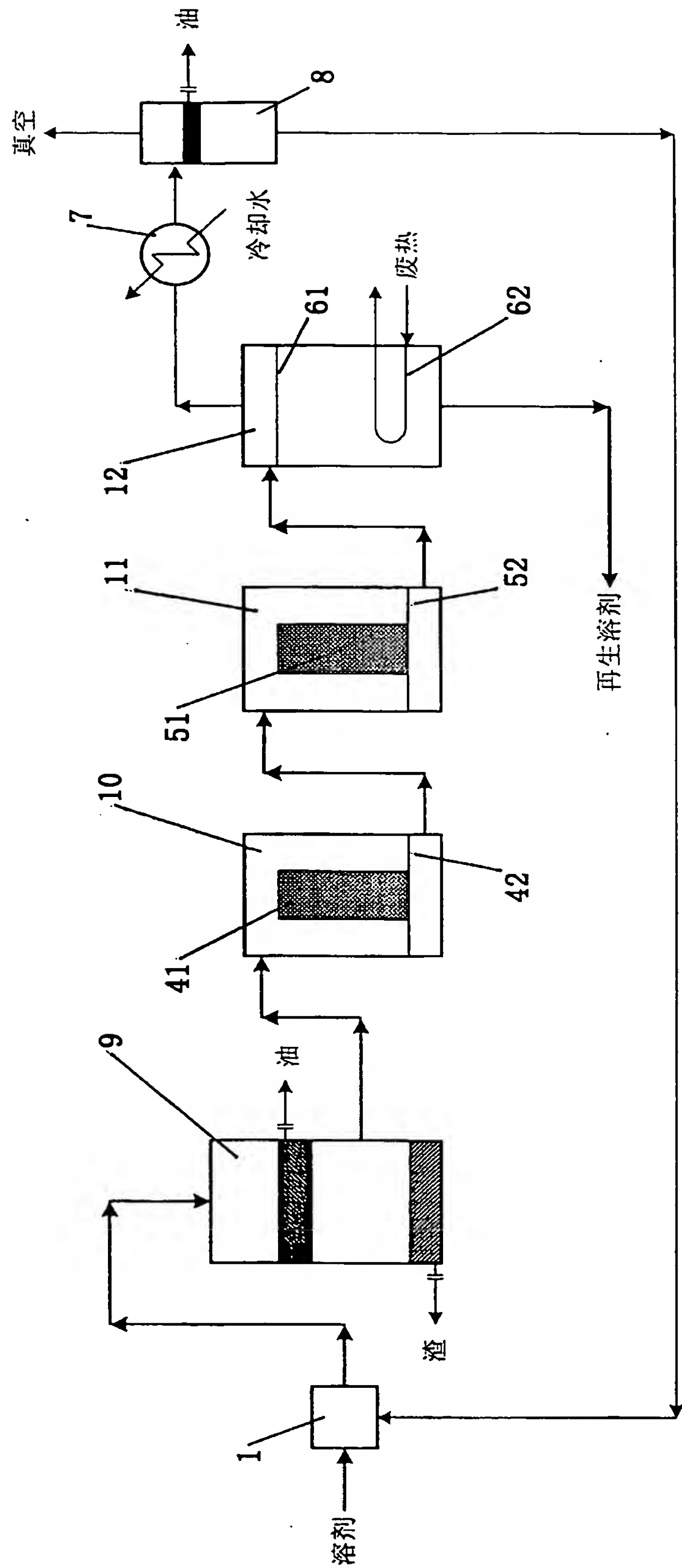


图 4-C

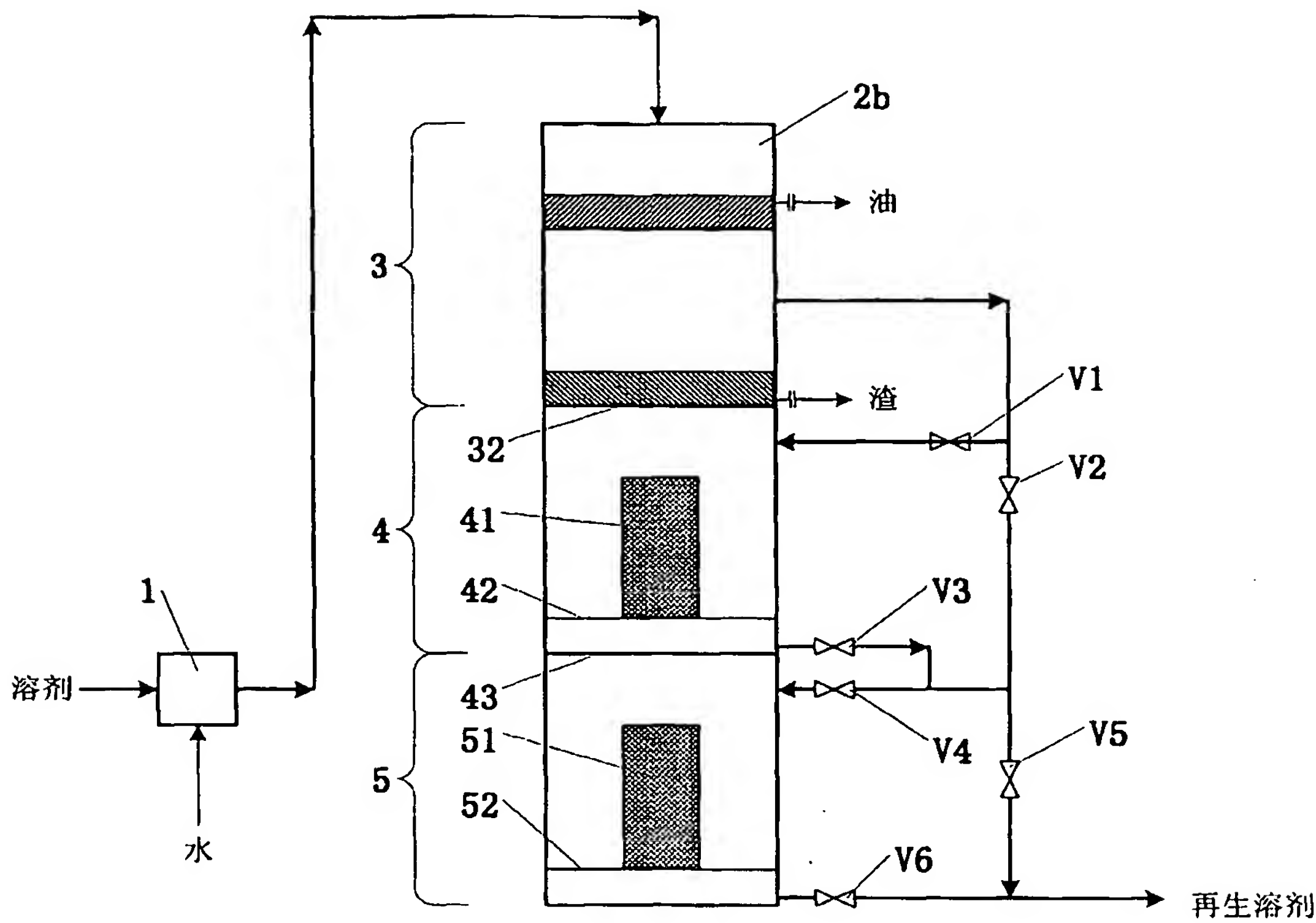


图 5-C

国际检索报告

国际申请号

PCT/CN2004/000723

A. 主题的分类

IPC⁷ C10G35/04

按照国际专利分类表(IPC)或者同时按照国家分类和 IPC 两种分类

B. 检索领域

检索的最低限度文献(标明分类系统和分类号)

IPC⁷ C10G

包含在检索领域中的除最低限度文献以外的检索文献

中国专利文献

在国际检索时查阅的电子数据库(数据库的名称, 和使用的检索词(如使用))

WPI, EPODOC, PAJ: distill, fraction, extract, gasoline, diesel, aromatic

CN-PAT, CNKI: 蒸馏, 分馏, 萃取, 汽油, 柴油, 芳烃

C. 相关文件

类 型*	引用文件, 必要时, 指明相关段落	相关的权利要求
A	US5021143A (Franckowiak et al.) 04.06 月 1991 (04.06.1991), 全文	1-32
A	EP621334A1 (Morel, Frederic et al.) 26. 10 月 1994 (26.10.1994), 全文	1-32
A	US3985644A (Eberly, Jr. et al.) 12.10 月 1976 (12.10.1976), 全文	1-32
A	CN1225081A (李福民 等) 04. 08月1999 (04.08.1999), 全文	1-32
A	CN1163879A (G·艾玛里施 等) 05.11 月 1997 (05.11.1997), 全文	1-32

☐ 其余文件在 C 栏的续页中列出。☒ 见同族专利附件。

* 引用文件的具体类型:

“A” 认为不特别相关的表示了现有技术一般状态的文件

“E” 在国际申请日的当天或之后公布的在先申请或专利

“L” 可能对优先权要求构成怀疑的文件, 为确定另一篇引用文件的公布日而引用的或者因其他特殊理由而引用的文件

“O” 涉及口头公开、使用、展览或其他方式公开的文件

“P” 公布日先于国际申请日但迟于所要求的优先权日的文件

“T” 在申请日或优先权日之后公布, 与申请不相抵触, 但为了理解发明之理论或原理的在后文件

“X” 特别相关的文件, 单独考虑该文件, 认定要求保护的发明不是新颖的或不具有创造性

“Y” 特别相关的文件, 当该文件与另一篇或者多篇该类文件结合并且这种结合对于本领域技术人员为显而易见时, 要求保护的发明不具有创造性

“&” 同族专利的文件

国际检索实际完成的日期

2004/09/28

国际检索报告邮寄日期

04 . 11 . 2004

中华人民共和国国家知识产权局(ISA/CN)

中国北京市海淀区蓟门桥西土城路 6 号 100088

传真号: (86-10)62019451

受权官员

刘翠

电话号码: (86-10)62084777

INTERNATIONAL SEARCH REPORT
Information on patent family members

International application No.
PCT/CN2004/000723

US5021143A	04.06.1991	EP0354826A	14.02.1990
		FR2635112A	09.02.1990
		JP2075698A	15.03.1990
		EP0354826B	04.12.1991
		DE68900503E	16.01.1992
		ES2038427T	16.07.1993
EP621334A1	26.10.1994	FR2704232A	28.10.1994
		JP7242884A	19.09.1995
		US5527448A	18.06.1996
		US5718820A	17.02.1998
		AT173292T	15.11.1998
		DE69414448D	17.12.1998
		ES2126721T	01.04.1999
		DE69414448T	02.06.1999
		DK621334T	26.07.1999
US3985644A	12.10.1976	NL7515124A	03.08.1976
		DE2556956A	05.08.1976
		JP51095025A	20.08.1976
		GB1528798A	18.10.1978
		CA1075630A	15.04.1980
		IT1054729B	30.11.1981
CN1225081A	04.08.1999	None	
CN1163879A	05.11.1997	None	

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.
PCT/CN2004/000723

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER

IPC7 C10G35/04

According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC

B. FIELDS SEARCHED

Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols)

IPC7 C10G

Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched

CN-PAT

Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used)

WPI, EPODOC, PAJ, CN-PAT, CNKI:distill, fraction, extract, gasoline, diesel, aromatic

C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
A	US5021143A (Franckowiak et al.) 04.Jun.1991 (04.06.1991) , whole document	1-32
A	EP621334A (Morel, Frederic et al.) 26. Oct.1994 (26.10.1994) , whole docume	1-32
A	US3985644A (Eberly, Jr. et al.) 12.Oct.1976 (12.10.1976) , whole document	1-32
A	CN1225081A (Li Fumin et al.) 04. Aug.1999 (04.08.1999) , whole document	1-32
A	CN1163879A (G·Aimalishi et al.) 05.Nov.1997 (05.11.1997) , whole document	1-32

☐ Further documents are listed in the continuation of Box C. ☒ See patent family annex.

* Special categories of cited documents:	"T" later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention
"A" document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance	"X" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone
"E" earlier application or patent but published on or after the international filing date	"Y" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art
"L" document which may throw doubts on priority claim (S) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified)	"&" document member of the same patent family
"O" document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means	
"P" document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed	

Date of the actual completion of the international search
2004/09/28

Date of mailing of the international search report
04 · NOV 2004 (04 · 11 · 2004)

Name and mailing address of the ISA/
State Intellectual Property Office of P.R.China

Authorized officer
Liu Jiang

Facsimile No. (86-10)62019451

Telephone No. (86-10)62084777

国际检索报告
关于同族专利的信息

国际申请号
PCT/CN2004/000723

检索报告中引用的 专利文件	公布日期	同族专利	公布日期
US5021143A	04.06.1991	EP0354826A	14.02.1990
		FR2635112A	09.02.1990
		JP2075698A	15.03.1990
		EP0354826B	04.12.1991
		DE68900503E	16.01.1992
EP621334A1	26.10.1994	ES2038427T	16.07.1993
		FR2704232A	28.10.1994
		JP7242884A	19.09.1995
		US5527448A	18.06.1996
		US5718820A	17.02.1998
		AT173292T	15.11.1998
		DE69414448D	17.12.1998
		ES2126721T	01.04.1999
		DE69414448T	02.06.1999
		DK621334T	26.07.1999
US3985644A	12.10.1976	NL7515124A	03.08.1976
		DE2556956A	05.08.1976
		JP51095025A	20.08.1976
		GB1528798A	18.10.1978
		CA1075630A	15.04.1980
		IT1054729B	30.11.1981
CN1225081A	04.08.1999	None	
CN1163879A	05.11.1997	None	